



**TUGAS DESAIN PABRIK KIMIA – TK184803
PRA-DESAIN PABRIK PEMBUATAN
NATRIUM KARBONAT (SODA ABU)
DENGAN MENGGUNAKAN PROSES
SOLVAY**

Oleh :

Retno Dwi Nyamiati

NRP. 022 11646000 014

Arnesya Ramadhani

NRP. 022 11646000 051

Dosen Pembimbing :

Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D.

NIP. 1984 05 08 2009 12 2004

Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T.

NIP. 1976 10 20 2005 01 2001

**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2019**



**FINAL PROJECT – TK184803
PRELIMINARY PLANT DESIGN OF SODIUM
CARBONATE (SODA ASH) USING SOLVAY
PROCESS**

Proposed by :

Retno Dwi Nyamiati

NRP. 022 11646000 014

Arnesya Ramadhani

NRP. 022 11646000 051

Advisor :

Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D.

NIP. 1984 05 08 2009 12 2004

Dr. Yeni Rahmawati, S.T., M.T.

NIP. 1976 10 20 2005 01 2001

**CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2019**

LEMBAR PENGESAHAN

Laporan Tugas Desain Pabrik Kimia dengan Judul :

“PRA-DESAIN PABRIK PEMBUATAN NATRIUM KARBONAT (SODA ABU) DENGAN MENGGUNAKAN PROSES SOLVAY”

Diajukan untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi S-1 Departemen Teknik Kimia Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Oleh :

Retno Dwi Nyamiati
Arnesya Ramadhani

NRP. 02211646000014
NRP. 02211646000051

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Desain Pabrik Kimia :

1. Siti Nurkhamidah, S.T, M.S, Ph.D. (Pembimbing I)
2. Dr. Yeni Rahmawati, S.T, M.T (Pembimbing II)
3. Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA. (Penguji I)
4. Fadlilatul Taufany S.T., Ph.D. (Penguji II)
5. Annas Wiguno S.T., M.T. (Penguji III)



Surabaya
Januari 2019

INTISARI

Natrium karbonat (Na_2CO_3) atau yang biasa dikenal dengan *soda ash* (soda abu) merupakan salah satu komoditi terbesar di dunia. Soda abu banyak digunakan sebagai bahan baku dalam industri pembuatan gelas kaca, industri sabun, detergen, industri kertas, industri tekstil, industri metalurgi dan industri keramik. Tahun 2005, kapasitas total produksi *soda ash* di dunia sekitar 48 juta metric ton dengan produsen terbesar berada di kawasan Asia Timur yaitu China dan kawasan Amerika Utara yaitu USA & Meksiko. Kapasitas produksi soda abu dunia tidak mampu mengimbangi kebutuhan dunia industri yang selalu meningkat tiap tahun.

Industri di Indonesia dengan jumlah konsumsi terbesar soda abu adalah pada industri pulp dan kertas, gelas dan keramik. Berdasarkan data dari Kemenperin pada tahun 2014, Industri pulp dan kertas, serta gelas dan keramik merupakan industri dengan tingkat ekspor yang cukup tinggi dan kapasitas produksi yang meningkat tiap tahun. Hal ini pula yang mendorong Indonesia menempati posisi ke tiga sebagai negara dengan jumlah impor bahan baku natrium karbonat terbesar dari negara Amerika dalam kurun waktu Januari-Juni 2017 (data USGS, 2015), hal ini menunjukkan tingginya kebutuhan natrium karbonat dalam di Indonesia. Data impor soda abu yang tinggi di Indonesia juga menunjukkan bahwa kebutuhan soda abu belum mampu terpenuhi oleh pasar dalam negeri.

Adanya ketidakseimbangan dalam jumlah kapasitas produksi soda abu yang terbatas dan kebutuhan dalam negeri yang selalu meningkat tiap tahun memberikan gambaran pentingnya adanya pabrik baru di Indonesia dengan produk utama berupa soda abu, hal ini menunjukkan prospek yang bagus untuk mendirikan suatu pabrik soda abu di Indonesia sehingga mampu memenuhi kebutuhan pasar industri dalam negeri. Banyaknya industri di Indonesia yang menggunakan soda abu sebagai bahan baku utama mengalami peningkatan kebutuhan bahan baku tiap tahun sehingga

menjadi segmentasi pasar yang baik untuk pemasaran produk soda abu.

Proses pembuatan soda abu ada dua macam yaitu secara sintetik dan alami. Secara sintetik terdiri atas proses *Le Blanc*, *Solvay*, dan *Karbonasi* sedangkan secara alami disebut sebagai proses *Trona*. Proses yang digunakan dalam produksi soda abu dalam pabrik yang dirancang adalah menggunakan proses solvay, dimana bahan baku utama yang digunakan adalah CaCO_3 dan NaCl . Proses Solvay adalah proses yang mereaksikan NaCl dan CaCO_3 untuk menghasilkan Na_2CO_3 dengan menggunakan NH_3 sebagai reagen siklik. Selain menghasilkan natrium karbonat (abu soda) sebagai produk utama juga menghasilkan produk samping berupa CaCl_2 . Amonia digunakan dalam proses Solvay sebagai reagen siklik. Hampir semua ammonia yang terbentuk oleh reaksi ini kembali dan didaur ulang. Proses *Solvay* menggunakan tahap perantara $(\text{NH}_4)\text{HCO}_3$ dalam memperoleh Na_2CO_3 dari NaCl dan CaCO_3 . Sehingga ammonia yang dibutuhkan (NH_3) bisa didaur ulang.

Pabrik direncanakan didirikan di daerah Arosbaya, Kab. Bangkalan - Madura. Penetapan lokasi pendirian pabrik ditinjau dari sumber bahan baku berupa CaCO_3 yang melimpah di sekitar lokasi pendirian pabrik, selain itu bahan baku NaCl sebagian bisa diperoleh dari garam rakyat yang banyak diproduksi oleh masyarakat khususnya di kabupaten Bangkalan dan Sampang, sehingga pemberdayaan masyarakat juga bisa dilakukan. Direncanakan pabrik akan memproduksi soda abu sebesar 20% dari perkiraan kebutuhan sebesar 922.874,3108 ton pada tahun 2021 yaitu produksi sebesar 185.000 ton per tahun dengan waktu operasi selama 24 jam sehari, 330 hari per tahun.

Pabrik natrium soda abu dirancang sebagai badan usaha berbentuk PT (Perseroan Terbatas) yang dipimpin oleh pemegang saham, dewan komisaris dan lima direktur utama yang membawahi masing-masing bidang dibantu dengan menejer dari masing-masing unit bagian.

Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 40 % biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 60 % biaya investasi dengan bunga sebesar 12% per tahun. Perencian analisa ekonomi pabrik soda abu memiliki laju pengembalian modal (IRR) sebesar 22,3%, nilai ini lebih besar dari bunga pinjaman bank sebesar 12% sehingga pabrik soda abu menunjukkan peluang keberlanjutan usaha. Waktu pengembalian modal selama 4,511 tahun lebih cepat dari perkiraan usia pabrik selama 10 tahun. Nilai BEP sebesar 20,3 % menggambarkan hubungan *fix cost* , *variable cost* dan semivariable cost dengan kapasitas penjualan produk untuk menunjukkan berada persen jumlah kapasitas produk agar jumlah biaya yang keluar adalah sama dengan jumlah pemasukan dari produk soda abu yang diproduksi.

Dari uraian analisa ekonomi yang disebutkan diatas menunjukkan bahwa rancangan desain pabrik natrium karbonat (soda abu) dengan menggunakan proses solvay layak untuk didirikan dan memiliki potensi kelayakan untuk dikembangkan.

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur kami panjatkan kehadiran Tuhan Yang Maha Kuasa atas segala limpahan rahmat dan karunia-Nya sehingga kami dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir Pra-Desain Pabrik yang berjudul:

“PRA-DESAIN PABRIK PEMBUATAN NATRIUM KARBONAT (SODA ABU) DENGAN MENGGUNAKAN PROSES SOLVAY”

Laporan Akhir Pra-Desain ini disusun untuk melengkapi persyaratan dalam memperoleh gelar Sarjana Teknik (ST) pada bidang Studi S1 Teknik Kimia di Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya. Pada kesempatan ini dengan kerendahan hati kami menyampaikan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Kedua orang tua dan keluarga kami yang telah memberikan segalanya yang tak mungkin tercantumkan dalam tulisan ini.
2. Ibu Siti Nurkhamidah, S.T., M.S., Ph.D. selaku Dosen Pembimbing 1 dan Ibu Dr. Yeni Rahmawati, ST, MT selaku Dosen Pembimbing 2 yang telah membimbing dan mendukung kami sepenuhnya.
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Ali Altway, M.Sc selaku Kepala Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa, bapak Dr. Ir. Susianto, DEA, dan bapak Fadlilatul Taufany, ST., Ph.D selaku Dosen Laboratorium Perpindahan Panas dan Massa.
4. Bapak Dr. Ir. Juwari M.Eng, selaku Ketua Departemen Teknik Kimia FTI - ITS
5. Seluruh Dosen dan Staff Departemen Teknik Kimia FTI - ITS.
6. Rekan-rekan mahasiswa Teknik Kimia ITS LJ Genap 2016 yang senantiasa memberikan dukungan dalam pengerjaan Tugas Akhir Pra- Desain Pabrik.

Kami menyadari bahwa laporan Tugas Akhir Pra- Desain Pabrik ini masih jauh dari sempurna, oleh karena itu kami menerima saran dan kritik untuk perbaikan kedepan. Kami berharap penelitian yang akan kami lakukan nanti akan berjalan dengan lancar dan dapat bermanfaat.

Surabaya, 8 Januari 2019

Penyusun

DAFTAR ISI

| | |
|---|-------|
| INTISARI | i |
| KATA PENGANTAR..... | iv |
| DAFTAR ISI..... | vi |
| DAFTAR GAMBAR | ix |
| DAFTAR TABEL | xiii |
| BAB I LATAR BELAKANG | I-1 |
| BAB II BASIS DESAIN DATA | II-1 |
| II.1 Kapasitas | II-1 |
| II.2 Lokasi | II-3 |
| II.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk | II-10 |
| BAB III SELEKSI DAN URAIAN PROSES | III-1 |
| III.1 Tipe-Tipe Proses | III-1 |
| III.1.1. Proses Le Blanc | III-1 |
| III.1.2. Proses Solvay | III-2 |
| III.1.3. Proses Karbonasi | III-4 |
| III.1.4. Proses Natural | III-6 |
| III.2. Pemilihan Proses | III-7 |
| III.2.1. Proses Le Blanc | III-7 |
| III.2.2. Proses Solvay | III-8 |
| III.2.3. Proses Karbonasi | III-9 |
| III.2.4. Proses Natural | III-9 |

| | |
|---|-------------|
| III.3 Uraian Proses Terpilih..... | III-12 |
| BAB IV NERACA MASSA DAN ENERGI..... | IV-1 |
| IV.1 Neraca Massa | IV-1 |
| IV.2 Neraca Energi..... | IV-62 |
| BAB V DAFTARDAN HARGA PERALATAN | V-1 |
| V.1 Peralatan..... | V-1 |
| V.1.1 Brine Purification Section | V-1 |
| V.1.2 Lime Section | V-17 |
| V.1.3 Ammonia Absorbtion & Carbonation Section | V-31 |
| V.1.4 Calcination Section | V-37 |
| V.2 Daftar Harga..... | V-43 |
| BAB VI ANALISA EKONOMI | VI-1 |
| VI.1 Pengelolaan Sumber Daya Manusia | VI-1 |
| VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan | VI-1 |
| VI.1.2 Sistem organisasi perusahaan..... | VI-2 |
| VI.1.3. Pembagian Tugas Pekerjaan..... | IV-4 |
| VI.1.4. Perincian Jumlah Tenaga Kerja..... | IV-9 |
| VI.1.5. Jabatan dan Tingkat Pendidikan Tenaga Kerja | VI-10 |
| VI.1.5. Status Karyawan dan Sistem Upah | VI-10 |
| VI.1.6. Sistem Kerja..... | VI-12 |
| VI.2 UTILITAS | VI-14 |

| | |
|---|-------|
| VI.2.1 Unit Penyediaan Air | VI-14 |
| VI.2.2 Unit Penyediaan Tenaga Listrik | VI-16 |
| VI.2.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar..... | VI-16 |
| VI.2.4 Unit Penyediaan Steam | VI-16 |
| VI.2.5 Unit Pemadam Kebakaran..... | VI-16 |
| VI.3 ANALISA EKONOMI | VI-16 |
| VI.3.1 Asumsi Perhitungan | VI-16 |
| VI.3.2 Laju Pengembalian Modal (Internal Rate of Return, IRR)..... | VI-17 |
| VI.3.3 Waktu Pengembalian Modal (Pay Out Time, POT) | VI-17 |
| VI.3.3 Titik Impas (Break Even Point, BEP) | VI-17 |
| BAB VII KESIMPULAN | VII-1 |
| DAFTAR PUSTAKA | xxii |

DAFTAR GAMBAR

| | |
|--|--------|
| Gambar I.1 Sektor pasar penggunaan Na_2CO_3 di Indonesia | I-5 |
| Gambar I.2 Sepuluh kelompok hasil industri yang memiliki nilai ekspor terbesar tahun 2016..... | I-9 |
| Gambar II.1 Regresi Linier Kebutuhan Na_2CO_3 Indonesia | II-1 |
| Gambar II.2 Peta Lokasi Arosbaya..... | II-3 |
| Gambar II.3 Peta Lokasi Rembang..... | II-4 |
| Gambar II.4 Indeks pergeseran tanah didaerah Arosbaya..... | II-7 |
| Gambar II.5 Indeks pergeseran tanah didaerah Rembang..... | II-7 |
| Gambar II.6 Peta daerah rawan bencana gempa bumi, daerah Arosbay | II-8 |
| Gambar II.7 Peta daerah rawan bencana gempa bumi, daerah Rembang | II-9 |
| Gambar III.1 Blok Diagram Proses Le Blanc | III-2 |
| Gambar III.2 Blok Diagram Proses Solvay | III-3 |
| Gambar III.3 Blok Diagram Proses Karbonasi | III-6 |
| Gambar III.4 Blok Diagram Proses Natural | III-7 |
| Gambar III.5 Blok Diagram Pembuatan Na_2CO_3 | III-13 |
| Gambar IV.1 Blok Diagram Disolver Tank (M-120) | IV-3 |
| Gambar IV.2 Blok Diagram Na_2CO_3 Tank (M-130)..... | IV-4 |
| Gambar IV.3 Blok Diagram $\text{Ca}(\text{OH})_2$ Tank (M-140) | IV-6 |
| Gambar IV.4 Blok Diagram Sistem Brine Reactor (R-150) ... | IV-7 |
| Gambar IV.5 Blok Diagram Sistem P.A.M Tank (M-160)... | IV-10 |

| | |
|--|-------|
| Gambar IV.6 Blok Diagram Sistem Clarifier (H-170)..... | IV-12 |
| Gambar IV.7 Blok Diagram Sistem Jaw Crusher (C-210), Vibrating Screen (H-214) dan Bag Filter (H-213)..... | IV-14 |
| Gambar IV.8 Blok Diagram Sistem Ball Mill (C-220) dan Vibrating Screen (H-223)..... | IV-17 |
| Gambar IV.9 Blok Diagram Sistem Rotary Kiln (B-230) | IV-20 |
| Gambar IV.10 Blok Diagram Sistem Cyclone Rotary Kiln (H- 232)..... | IV-23 |
| Gambar IV.11 Blok Diagram Sistem Grate Cooler (E-233). | IV-25 |
| Gambar IV.12 Blok Diagram Sistem Cyclone Cooler (H-234) | IV-27 |
| Gambar IV.13 Blok Diagram Sistem Conveyor (J-235)..... | IV-29 |
| Gambar IV.14 Blok Diagram Sistem Lime Slaker (R-240).. | IV-30 |
| Gambar IV.15 Blok Diagram Sistem Dewatering Screen (H-241) | IV-32 |
| Gambar IV.16 Blok Diagram Sistem $\text{Ca}(\text{OH})_2$ Storage (F-242) | IV-34 |
| Gambar IV.17 Blok Diagram Sistem Flue Gas Desulphurization (D-320)..... | IV-35 |
| Gambar IV.18 Blok Diagram Sistem Ammonia Absorber (D-310) | IV-38 |
| Gambar IV.19 Blok Diagram Sistem Carbonation Column (D330) | IV-41 |
| Gambar IV.20 Blok Diagram Sistem Pre-limer (R-340) | IV-45 |
| Gambar IV.21 Blok Diagram Sistem Rotary Drum Filter (H-410) | IV-49 |

| | |
|---|--------|
| Gambar IV.22 Blok Diagram Sistem Rotary Calcliner (B-420) | IV-51 |
| Gambar IV.23 Blok Diagram Sistem Cyclone (H-422)..... | IV-54 |
| Gambar IV.24 Blok Diagram Sistem Conveyor (J-423)..... | IV-56 |
| Gambar IV.25 Blok Diagram Sistem Ball Mill (C-430), Vibrating Screen (H-431) dan Storage (F-432) | IV-57 |
| Gambar IV.26 Blok Diagram Sistem Salt Dissolver Tank ... | IV-67 |
| Gambar IV.27 Blok Diagram Na ₂ CO ₃ Tank (M-130)..... | IV-69 |
| Gambar IV.28 Blok Diagram Ca(OH) ₂ Tank (M-140) | IV-71 |
| Gambar IV.29 Blok Diagram Sistem Brine Reactor (R-150) | IV-73 |
| Gambar IV.30 Blok Diagram Sistem P.A.M Tank (M-160). | IV-76 |
| Gambar IV.31 Blok Diagram Sistem Clarifier (H-160)..... | IV-78 |
| Gambar IV.32 Blok Diagram Sistem Rotary Kiln (B-230) .. | IV-81 |
| Gambar IV.33 Blok Diagram Sistem Cyclone (H-232)..... | IV-87 |
| Gambar IV.34 Blok Diagram Sistem Grate Cooler (E-233). | IV-89 |
| Gambar IV.35 Blok Diagram Sistem Cyclone Cooler (H-234) | IV-92 |
| Gambar IV.36 Blok Diagram Sistem Conveyor (J-235)..... | IV-95 |
| Gambar IV.37 Blok Diagram Sistem Lime Slaker (R-240) .. | IV-97 |
| Gambar IV.38 Blok Diagram Sistem Heat Exchanger (E-321) | IV-100 |
| Gambar IV.39 Blok Diagram Sistem Flue Gas Desulphurization (D-320)..... | IV-103 |
| Gambar IV.40 Blok Diagram Sistem Heater (E-311)..... | IV-107 |

| | |
|--|--------|
| Gambar IV.41 Blok Diagram Sistem Cooler (E-313)..... | IV-109 |
| Gambar IV.42 Blok Diagram Sistem Ammonia Absorber (D-310) | IV-111 |
| Gambar IV.43 Blok Diagram Sistem Cooler (E-322)..... | IV-115 |
| Gambar IV.44 Blok Diagram Sistem Carbonation Column (D-330) | IV-117 |
| Gambar IV.45 Blok Diagram Sistem Pre-limer (R-340) | IV-121 |
| Gambar IV.46 Blok Diagram Sistem Rotary Calciner (B-420) | IV-126 |
| Gambar VI.1 Bagan Struktur Organisasi Pabrik Soda Ash (Natrium Karbonat) | VI-3 |
| Gambar VI.2 Bagan Pembagian Shift pada Sistem 2-2-2..... | VI-12 |
| Gambar VI.3 Gambar Break-even point..... | VI-19 |

DAFTAR TABEL

| | |
|--|--------|
| Tabel I.1 Data Ekspor Na_2CO_3 Negara USA | I-3 |
| Tabel I.2 Jumlah produksi Na_2CO_3 dunia..... | I-4 |
| Tabel I.3 Data impor Na_2CO_3 (kg/tahun) | I-8 |
| Tabel II.1 Konsumsi dan Pertumbuhan Na_2CO_3 di Indonesia .. | II-2 |
| Tabel II.2 Seleksi Pemilihan Lokasi Pabrik..... | II-10 |
| Tabel II.3 Data Komposisi Garam Rakyat yang Dipakai..... | II-12 |
| Tabel II.4 Standar Kadar NaCl untuk Garam Industri | II-13 |
| Tabel II.5 Data Komposisi Lime Stone yang Digunakan | II-14 |
| Tabel II.6 Sifat Fisik dan Spesifikasi batu kapur (CaCO_3)..... | II-14 |
| Tabel II.7 Syarat Baku Mutu Air Proses..... | II-16 |
| Tabel II.8 Sifat Fisik Amonia (NH_3)..... | II-16 |
| Tabel II.9 Sifat Fisik Polyacrylamide | II-17 |
| Tabel II.10 Target Spesifikasi Kadar Na_2CO_3 | II-18 |
| Tabel II.11 Sifat Fisik Produk Na_2CO_3 | II-18 |
| Tabel III.1 Tipe-tipe proses produksi Natrium Karbonat..... | III-1 |
| Tabel III.2 Perbandingan Proses Pembuatan Na_2CO_3 | III-10 |
| Tabel III.3 Pemilihan Proses pembuatan Na_2CO_3 | III-11 |
| Tabel IV.1 Data Komposisi Garam Rakyat | IV-2 |
| Tabel IV.2 Data Komposisi Batu Kapur..... | IV-2 |
| Tabel IV.3 Neraca Massa Salt Dissolver Tank (M-120)..... | IV-3 |
| Tabel IV.4 Neraca Massa Na_2CO_3 Tank (M-130)..... | IV-5 |

| | |
|--|-------|
| Tabel IV.5 Neraca Massa Ca(OH)_2 Tank (M-140) | IV-6 |
| Tabel IV.6 Generasi dan Konsumsi pada Brine Reactor (R-150) | IV-8 |
| Tabel IV.7 Neraca Massa Brine Reactor (R-150)..... | IV-8 |
| Tabel IV.8 Neraca Massa P.A.M Tank (M-160) | IV-11 |
| Tabel IV.9 Neraca Massa Clarifier (H-170) | IV-12 |
| Tabel IV.10 Neraca Massa Jaw Crusher (C-210) | IV-15 |
| Tabel IV.11 Neraca Massa Bag Filter (H-213)..... | IV-16 |
| Tabel IV.12 Neraca Massa Neraca Massa Vibrating Screen (H-214)..... | IV-16 |
| Tabel IV.13 Neraca Massa Ball Mil (C-220)..... | IV-18 |
| Tabel IV.14 Neraca Massa Vibrating Screen (H-223)..... | IV-19 |
| Tabel IV.15 Generasi hasil reaksi..... | IV-21 |
| Tabel IV.16 Konsumsi reaksi | IV-21 |
| Tabel IV.17 Neraca Massa Rotary Kiln (B-230) | IV-21 |
| Tabel IV.18 Neraca Massa Cyclone Rotary Kiln (H-232).... | IV-24 |
| Tabel IV.19 Neraca Massa Grate Cooler (E-233)..... | IV-26 |
| Tabel IV.20 Neraca Massa Cyclone Rotary Kiln (H-234).... | IV-28 |
| Tabel IV.21 Neraca Massa Conveyor (J-235) | IV-29 |
| Tabel IV.22 Generasi pada Sistem Lime Slaker | IV-31 |
| Tabel IV.23 Konsumsi pada Sistem Lime Slaker | IV-31 |
| Tabel IV.24 Neraca Massa Lime Slaker (R-240) | IV-31 |

| | |
|--|-------|
| Tabel IV.25 Neraca Massa Dewatering Screen (H-241)..... | IV-33 |
| Tabel IV.26 Neraca Massa Ca(OH)_2 Storage (F-242)..... | IV-34 |
| Tabel IV.27 Generasi pada Sistem FGD | IV-36 |
| Tabel IV.28 Konsumsi pada Sistem FGD | IV-36 |
| Tabel IV.29 Neraca Massa FGD (D-320)..... | IV-36 |
| Tabel IV.30 Massa yang terkonversi pada kedua reaksi di kolom | IV-39 |
| Tabel IV.31 Produk yang dihasilkan dari kedua reaksi di kolom | IV-39 |
| Tabel IV.32 Neraca Massa Ammonia Absorber (D-310) | IV-39 |
| Tabel IV.33 Massa yang terkonversi pada ketiga reaksi di carbonation column | IV-42 |
| Tabel IV.34 Produk yang dihasilkan dari ketiga reaksi di carbonation column | IV-42 |
| Tabel IV.35 Neraca Massa Carbonation Column (D-330) ... | IV-43 |
| Tabel IV.36 Massa yang Terkonversi pada Reaksi Dekomposisi | IV-46 |
| Tabel IV.37 Produk yang Dihasilkan Dari Reaksi Dekomposisi | IV-46 |
| Tabel IV.38 Massa yang Terkonversi pada Reaksi I | IV-46 |
| Tabel IV.39 Produk yang Dihasilkan dari Reaksi I | IV-47 |
| Tabel IV.40 Neraca Massa Pre-Limer (R-410)..... | IV-47 |
| Tabel IV.41 Neraca Massa Rotary Drum Filter (H-410) | IV-50 |
| Tabel IV.42 Massa yang terkonversi pada kedua reaksi di rotary calcliner | IV-52 |

| | |
|---|-------|
| Tabel IV.43 Produk yang dihasilkan dari kedua reaksi di rotary calciner..... | IV-52 |
| Tabel IV.44 Neraca Massa Rotary Calciner (B-420)..... | IV-53 |
| Tabel IV.45 Neraca Massa Cyclone (H-422) | IV-55 |
| Tabel IV.46 Neraca Massa Conveyor (J-423) | IV-56 |
| Tabel IV.47 Neraca Massa Ball Mill (C-430) | IV-58 |
| Tabel IV.48 Neraca Massa Vibrating Screen (H-431)..... | IV-59 |
| Tabel IV.49 Neraca Massa Storage (F-433) | IV-60 |
| Table IV.50 Rangkuman Over All Neraca Massa | IV-61 |
| Tabel IV.51 Data Kapasitas Panas dari Elemen dan Senyawa Anorganik dengan Fungsi Temperatur | IV-65 |
| Tabel IV.52 Data nilai A, B, C, dan D untuk Menghitung ... | IV-66 |
| Tabel IV.53 Data Komposisi Garam Rakyat yang Dipakai .. | IV-67 |
| Tabel IV.54 Total Entalpi Aliran <7> Garam Rakyat | IV-68 |
| Tabel IV.55 Total Entalpi Aliran <8> Air Proses | IV-68 |
| Tabel IV.56 Total Entalpi Aliran <9> ke Brine Reaktor | IV-68 |
| Tabel IV.57 Neraca Energi Sistem Salt Dissolver Tank (M-120) | IV-69 |
| Tabel IV.58 Total Entalpi Aliran <12> Na_2CO_3 dari Produk .. | IV-70 |
| Tabel IV.59 Total Entalpi Aliran <13> Air Proses | IV-70 |
| Tabel IV.60 Total Entalpi Aliran <14> ke Brine Reactor..... | IV-70 |
| Tabel IV.61 Neraca Energi Sistem Na_2CO_3 Tank (M-130). .. | IV-70 |

| | |
|--|-------|
| Tabel IV.62 Total Entalpi Aliran <17> Ca(OH)_2 dari Lime | IV-71 |
| Tabel IV.63 Total Entalpi Aliran <18> Air Proses..... | IV-72 |
| Tabel IV.64 Total Entalpi Aliran <19> ke Brine Reaktor ... | IV-72 |
| Tabel IV.65 Neraca Energi Sistem Ca(OH)_2 Tank (M-140) | IV-72 |
| Tabel IV.66 Komponen Masuk ke Brine Reaktor dari aliran <9> Salt Dissolver Tank..... | IV-73 |
| Tabel IV.67 Komponen Masuk Brine Reaktor dari Aliran <14> Na_2CO_3 Tank | IV-74 |
| Tabel IV.68 Komponen Masuk Brine Reaktor dari Aliran <19> Ca(OH)_2 Tank..... | IV-74 |
| Tabel IV.69 Total Entalpi Aliran <20> ke Clarifier | IV-75 |
| Tabel IV.70 Neraca Energi sistem Brine Reaktor (R-150) ... | IV-76 |
| Tabel IV.71 Total Entalpi Aliran <21> P.A.M..... | IV-77 |
| Tabel IV.72 Total Entalpi Aliran <22> Air Proses | IV-77 |
| Tabel IV.73 Total Entalpi Aliran <23> ke Clarifier | IV-77 |
| Tabel IV.74 Neraca Energi Sistem P.A.M Tank (M-160) | IV-78 |
| Tabel IV.75 Total Entalpi Arus <20> dari Brine Reaktor ... | IV-79 |
| Tabel IV.76 Total Entalpi Arus <23> dari P.A.M Tank | IV-79 |
| Tabel IV.77 Total Entalpi Arus <25> ke Storage Tank | IV-79 |
| Tabel IV.78 Total Entalpi Arus <24> ke Sludge | IV-80 |
| Tabel IV.79 Neraca Energi Sistem Clarifier (H-170) | IV-81 |
| Tabel IV.80 Total Entalpi Aliran <33> Limestone..... | IV-82 |
| Tabel IV.81 Total Entalpi Aliran <40> Udara Primer | IV-82 |

| | |
|---|-------|
| Tabel IV.82 Komponen Masuk ke Rotary Kiln dari aliran <38> Batubara | IV-83 |
| Tabel IV.83 Total Entalpi Aliran <38> Batubara | IV-83 |
| Tabel IV.84 Total Entalpi Aliran <45> ke Conveyor | IV-84 |
| Tabel IV.85 Total Entalpi Aliran <42> ke Cyclone..... | IV-84 |
| Tabel IV.86 Total Heating Value Batubara | IV-85 |
| Tabel IV.87 Neraca Energi Sistem Rotary Kiln (B-230)..... | IV-86 |
| Tabel IV.88 Total Entalpi Aliran <42> dari Rotary Kiln..... | IV-87 |
| Tabel IV.89 Total Entalpi Aliran <43> ke Heat Exchanger | IV-88 |
| Tabel IV.90 Total Entalpi Aliran <44> ke Cooler | IV-88 |
| Tabel IV.91 Neraca Energi Sistem Cyclone Rotary Kiln (H-232) | IV-89 |
| Tabel IV.92 Total Entalpi Aliran <45> dari Rotary Kiln..... | IV-90 |
| Tabel IV.93 Total Entalpi Aliran <44> dari Cyclone Rotary Kiln | IV-90 |
| Tabel IV.94 Total Entalpi Aliran <41> dari Udara Pendingin..... | IV-90 |
| Tabel IV.95 Total Entalpi Aliran <49> ke Conveyor | IV-91 |
| Tabel IV.96 Total Entalpi Aliran <46> ke <i>Cyclone Cooler</i> .. | IV-91 |
| Tabel IV.97 Neraca Energi Sistem Grate Cooler (E-233) | IV-92 |
| Tabel IV.98 Total Entalpi Aliran <46> dari grate cooler..... | IV-93 |
| Tabel IV.99 Total Entalpi Aliran <47> ke atmosfer | IV-93 |

| | |
|--|--------|
| Tabel IV.100 Total Entalpi Aliran <48> ke conveyor | IV-94 |
| Tabel IV.101 Neraca Energi Sistem Cyclone Cooler (H-234)..... | IV-94 |
| Tabel IV.102 Total Entalpi Aliran <49> dari Grate Cooler.. | IV-95 |
| Tabel IV.103 Total Entalpi Aliran <48> dari Cyclone Cooler | IV-96 |
| Tabel IV.104 Total Entalpi Aliran <50> ke Lime Slaker | IV-96 |
| Tabel IV.105 Neraca Energi Sistem Conveyor (J-235) | IV-97 |
| Tabel IV.106 Total Entalpi Aliran <50> dari conveyor..... | IV-98 |
| Tabel IV.107 Total Entalpi Aliran <51> Air Proses | IV-98 |
| Tabel IV.108 Total Entalpi Aliran <52> ke Dewatering Screen..... | IV-99 |
| Tabel IV.109 Neraca Energi Sistem Lime Slaker (R-240) ... | IV-99 |
| Tabel IV.110 Total Entalpi Aliran <43> Gas Kiln dari Cyclone | IV-100 |
| Tabel IV.111 Total Entalpi Aliran <76> Udara dari Blower | IV-101 |
| Tabel IV.112 Total Entalpi Aliran <66> Gas ke FGD..... | IV-101 |
| Tabel IV.113 Total Entalpi Aliran <77> ke rotary calciner | IV-102 |
| Tabel IV.114 Neraca Energi Sistem Heat Exchanger (E-321)..... | IV-102 |
| Tabel IV.115 Total Entalpi Aliran <66> GHP dari cyclone | IV-104 |
| Tabel IV.116 Kebutuhan air proses <67> yang masuk ke FGD | IV-104 |
| Tabel IV.117 GHP menuju kolom karbonasi (D-330)..... | IV-105 |

| | |
|--|--------|
| Tabel IV.118 Air Limbah <68> keluar FGD | IV-105 |
| Tabel IV.119 Neraca Energi FGD (D-320) | IV-106 |
| Tabel IV.120 Total Entalpi Aliran <26> dari Clarifier | IV-107 |
| Tabel IV.121 Total Entalpi Aliran <63> Gas ke kolom NH3 Absorpsi | IV-108 |
| Tabel IV.122 Neraca Energi Sistem Heater (E-311) | IV-108 |
| Tabel IV.123 Total Entalpi Aliran <61> Gas dari Prelimer | IV-109 |
| Tabel IV.124 Total Entalpi Aliran <62> Gas menuju kolom absorber | IV-110 |
| Tabel IV.125 Neraca Energi Sistem Cooler (E-313) | IV-110 |
| Tabel IV.126 Total Entalpi Aliran <63> dari Heater (E-311)..... | IV-112 |
| Tabel IV.127 Total Entalpi Aliran <62> Gas masuk absorber (E-313)..... | IV-112 |
| Tabel IV.128 Total Entalpi Aliran <65> menuju kolom karbonasi | IV-113 |
| Tabel IV.129 Total Entalpi Aliran <64> menuju header absorber gas | IV-113 |
| Tabel IV.130 Neraca Energi Kolom Ammonia Absorber... | IV-114 |
| Tabel IV.131 Total Entalpi Aliran <69> Gas dari FGD | IV-115 |
| Tabel IV.132 Total Entalpi Aliran <70> Gas ke kolom karbonasi | IV-116 |
| Tabel IV.133 Neraca Energi Sistem Cooler (E-322) | IV-116 |
| Tabel IV.134 Total Entalpi Aliran <65> dari kolom ammonia..... | IV-118 |

| | |
|---|--------|
| Tabel IV.135 Total Entalpi Aliran <70> dari FGD | IV-119 |
| Tabel IV.136 Total Entalpi Aliran <71> header carbonation gas | IV-119 |
| Tabel IV.137 Total Entalpi Aliran <72> rotary drum filter | IV-120 |
| Tabel IV.138 Neraca Energi Kolom Karbonasi (D-330) | IV-121 |
| Tabel IV.139 Total Entalpi Aliran <57> dari Lime Milk ... | IV-122 |
| Tabel IV.140 Total Entalpi Aliran <73> dari rotary drum filter | IV-123 |
| Tabel IV.141 Total Entalpi Aliran <59> menuju kolom absorber | IV-123 |
| Tabel IV.142 Total Entalpi Aliran <58> ke limbah..... | IV-124 |
| Tabel IV.143 Neraca Energi Pre-Limer..... | IV-125 |
| Tabel IV.144 Total Enthalpy Arus <74> dari rotary drum filter..... | IV-127 |
| Tabel IV.145 Komponen Arus <77> udara panas | IV-127 |
| Tabel IV.146 Total Enthalpy Arus <80> menuju ball mill . | IV-128 |
| Tabel IV.147 Komponen Arus <78> udara release | IV-128 |
| Tabel IV.148 Neraca Energi rotary calciner | IV-129 |
| Tabel VI.1 Ringkasan Hasil Perhitungan Analisis Ekonomi | VI-18 |

BAB I

LATAR BELAKANG

Berkembangnya ilmu dan teknologi menuntut bangsa Indonesia untuk mengembangkan sektor industri, salah satunya adalah pabrik bahan kimia. Kebutuhan akan bahan-bahan kimia di dalam negeri perlu ditingkatkan untuk menuju kemandirian di bidang industri kimia. Natrium karbonat (Na_2CO_3) atau yang biasa dikenal dengan *Soda Ash* merupakan salah satu komoditi ekspor atau impor terbesar di dunia. Dalam tahun 2005, kapasitas total produksi Na_2CO_3 di dunia sekitar 48 juta metric ton. Produsen Na_2CO_3 yang paling besar adalah kawasan Asia Timur yaitu China dan kawasan Amerika Utara yaitu USA & Meksiko.

Na_2CO_3 dapat diproduksi dengan 2 cara yaitu :

1. Alami (Bahan Tambang)

Produsen terbesar untuk Na_2CO_3 dari bahan tambang adalah USA. Negara ini merupakan eksportir Na_2CO_3 terbesar di dunia. Perbedaan terbesar dalam memproduksi Na_2CO_3 dengan cara alami dan buatan terletak pada besarnya biaya produksi yang berpengaruh pada harga jual. Produksi Na_2CO_3 alami (bahan tambang) relatif lebih murah dibandingkan dengan memproduksi Na_2CO_3 buatan (sintetis), namun kendalanya tidak semua negara memiliki daerah pertambangan yang mengandung Na_2CO_3 (Kirk & Othmer, 1993).

2. Buatan (Sintesis)

Produsen Na_2CO_3 buatan (sintesis) menyumbang $\pm 70 \%$ dari produksi dunia. Terdapat beberapa proses pembuatan Na_2CO_3 secara sintetis, yaitu dengan metode *Le Blanc*, metode karbonasi dan metode *Solvay*. Dalam tahun 2005, proses *Solvay* adalah yang paling banyak digunakan untuk membuat Na_2CO_3 sintesis yaitu $\pm 77 \%$ dari kapasitas produksi. Teknologi pembuatan Na_2CO_3 sintesis banyak dikembangkan di China, yaitu dengan proses *Solvay*. Proses ini pada prinsipnya yaitu menggunakan bahan baku CaCO_3 dan NaCl dengan bahan

pembantu Amonia menghasilkan Na_2CO_3 & CaCl_2 (Kirk & Othmer, 1993).

Na_2CO_3 digunakan sebagai bahan baku industri gelas kaca, industri sabun dan detergen, industri kertas, industri tekstil, industri metalurgi, industri keramik dan lain-lain. Meningkatnya kebutuhan bahan baku Na_2CO_3 tiap tahun hampir di seluruh dunia tidak diimbangi dengan jumlah pabrik yang mampu memproduksi Na_2CO_3 , hal tersebut mendorong banyak negara melakukan impor Na_2CO_3 . Hingga saat ini hampir seluruh negara mengimpor kebutuhan Na_2CO_3 dari USA. Data USGS (United States Geological Survey) menunjukkan jumlah Na_2CO_3 yang diekspor oleh USA ke berbagai negara, seperti yang disajikan pada **Tabel I.1**.

Tabel I.1 Data Ekspor Na₂CO₃ Negara USA

| Nomor | Negara | Quantity (Metric ton) | Percent of Total Quantity | Value (\$) |
|-------|-------------------------|-----------------------------|---------------------------------|------------------|
| 1 | Mexico | 1.060.000 | 17 | 238.000 |
| 2 | Brazil | 788.000 | 12 | 150.000 |
| 3 | Indonesia | 625.000 | 10 | 124.000 |
| 4 | Chile | 345.000 | 5 | 73.500 |
| 5 | Malaysia | 299.000 | 5 | 56.600 |
| 6 | Thailand | 280.000 | 4 | 54.400 |
| 7 | Korea | 257.000 | 4 | 47.000 |
| 8 | Vietnam | 248.000 | 4 | 51.000 |
| 9 | Australia | 240.000 | 4 | 48.700 |
| 10 | Japan | 232.000 | 4 | 47.000 |
| 11 | Canada | 205.000 | 3 | 39.500 |
| 12 | Taiwan | 176.000 | 3 | 32.700 |
| 13 | Argentina | 158.000 | 2 | 32.600 |
| 14 | Spain | 146.000 | 2 | 32.800 |
| 15 | Colombia | 138.000 | 2 | 27.000 |
| 16 | Belgium | 137.000 | 2 | 31.200 |
| 17 | China | 132.000 | 2 | 22.000 |
| 18 | United Kingdom | 123.000 | 2 | 23.000 |
| 19 | India | 117.000 | 2 | 17.700 |
| 20 | Other | 88.100 | 1 | 18.100 |
| 21 | Tunisia | 85.800 | 1 | 17.600 |
| 22 | United Arab Emirates | 75.000 | 1 | 12.000 |
| 23 | South Africa | 72.800 | 1 | 12.300 |
| 24 | Peru | 65.000 | 1 | 14.300 |
| 25 | Netherland | 56.900 | 1 | 11.500 |
| 26 | Saudi Arabia | 53.000 | 1 | 8.500 |
| 27 | Venezuela | 47.900 | 1 | 11.300 |
| 28 | Philipina | 47.300 | 1 | 9.750 |
| 29 | Guatemala | 43.500 | 1 | 9.770 |
| 30 | Nigeria | 31.800 | 1 | 7.910 |
| | Total | | 100 | 1.281.730 |

(Sumber: USG Data Ekspor Na_2CO_3 Berbagai Negara Januari - November 2017)

Berdasarkan data dari **Tabel 1.1**, Indonesia menempati posisi ketiga dalam jumlah impor bahan baku Na_2CO_3 dari USA dalam kurun waktu Januari - November 2017, hal ini menunjukkan tingginya kebutuhan Na_2CO_3 dalam negeri. Data impor Na_2CO_3 oleh Indonesia juga menunjukkan bahwa pemenuhan Na_2CO_3 di Indonesia yang tinggi belum mampu terpenuhi oleh pasar dalam negeri.

Aspek Pasar

Natrium Karbonat (Na_2CO_3) memiliki peran yang signifikan dibidang ekonomi karena aplikasinya dalam manufaktur kaca, bahan kimia, kertas, deterjen dan banyak produk lainnya. Na_2CO_3 sudah digunakan selama lebih dari 5000 tahun. Pada zaman Mesir Kuno (3500 SM), Na_2CO_3 banyak digunakan sebagai ornamen kaca dan perabot kaca, begitu juga bangsa Romawi menggunakan Na_2CO_3 untuk membuat roti, kaca dan tujuan pengobatan (FMC Corporindo portal, 2012). Na_2CO_3 merupakan komoditas yang menjanjikan dimana konsumsi cenderung meningkat secara proporsional dilihat dari data produksi secara global pada **Tabel I.2** dibawah ini.

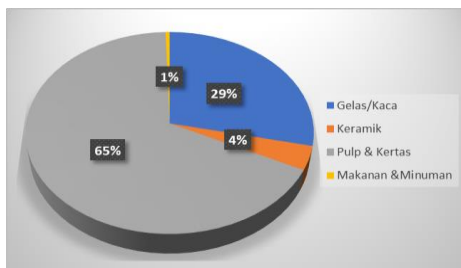
Tabel I.2 Jumlah produksi Na_2CO_3 dunia*

| Negara | 2011 | 2012 | 2013 | 2014 | 2015 |
|---------------|-------------|-------------|-------------|-------------|-------------|
| Australia | 310 | 300 | 150 | -- | -- |
| Botswana | 260 | 250 | 228 | 269 | 250 |
| China | 22.94 | 24.01 | 24.32 | 25.26 | 26.13 |
| Egypt | 130 | 130 | 130 | 130 | 130 |
| Ethiopia | 5 | 5 | 5 | 6 | 6 |
| France | 1.000 | 1.000 | 1.000 | 1.000 | 1.000 |
| Germany | 2.668 | 2.627 | 2.548 | 2.558 | 2.600 |
| India | 2.300 | 2.460 | 2.390 | 2.380 | 2.400 |
| Italy | 500 | 500 | 500 | 500 | 500 |
| Japan | 373 | 344 | 361 | 350 | 350 |

| | | | | | |
|----------------|-------------|-------------|-------------|-------------|--------------|
| Kenya | 499 | 449 | 468 | 409 | 450 |
| Mexico | 290 | 290 | 290 | 290 | 290 |
| Pakistan | 372 | 367 | 379 | 437 | 400 |
| Polandia | 1.061 | 1.111 | 1.052 | 1.100 | 1.100 |
| Portugal | 150 | 150 | 75 | - | -- |
| Romania | 420 | 430 | 430 | 425 | 425 |
| Rusia | 2.882 | 2.807 | 2.477 | 3.052 | 2.800 |
| Taiwan | 140 | 140 | 140 | - | -- |
| Turki | 1.749 | 1.853 | 1.665 | 1.828 | 1.900 |
| Ukraine | 700 | 720 | 720 | 600 | 600 |
| United Kingdom | 500 | 500 | 450 | 400 | 400 |
| United States | 10.70 | 11.10 | 11.50 | 11.70 | 11.60 |
| Uzbekistan | 90 | 90 | 90 | 90 | 90 |
| Total | 50.0 | 51.7 | 51.3 | 52.7 | 53.40 |

*Dalam 1000 ton (Sumber:United States geological Survey Mineral Yearbook, 2015)

Saat ini material yang berbahan baku Na_2CO_3 telah banyak ditemukan di sebagian besar industri. Berikut adalah statistik rasio konsumsi Na_2CO_3 di Indonesia, seperti yang disajikan pada **Gambar I.1**.



Gambar I.1 Sektor pasar penggunaan Na_2CO_3 di Indonesia
(Sumber: Kementerian Lingkungan Hidup, 2014)

Pada **Gambar I.1**, di Indonesia Na_2CO_3 sebagian besar digunakan sebagai bahan baku pada industri pulp dan kertas yang mencapai 65%, sisanya industri gelas/kaca mencapai 29%, industri keramik mencapai 4%, serta industri makanan dan minuman mencapai 1%.

Pasar Komoditas Umum

a. Industri Kaca

Lebih dari 50% dari produksi Na_2CO_3 dunia memang digunakan untuk memproduksi berbagai jenis kaca :

- Kaca datar untuk bangunan (rumah, bangunan tinggi) dan industri otomotif,
- Kontainer atau kemasan gelas untuk minuman, makanan, obat-obatan, kosmetik dan banyak item komodasi lainnya,
- *Fiberglass* untuk isolasi atau untuk penguat tulangan pada bangunan,
- Produk kaca lainnya seperti lampu, peralatan makan dan blok kaca dekoratif

Na_2CO_3 memungkinkan pasir mencair pada suhu yang lebih rendah sehingga hemat energi dan memperpanjang hidup tungku kaca. Na_2CO_3 mampu menurunkan titik lebur dari pasir silika (SiO_2) yang terlalu tinggi yaitu dari 2500°C menjadi 1500°C . Dari penurunan temperatur ini penghematan energi berupa bahan bakar (fuel oil) bisa dilakukan di dapur peleburan. Soda abu merupakan sumber Na_2O terbesar yaitu dengan kandungan 98% (Portal BUMN, 2006).

b. Industri Keramik

Industri keramik menggunakan bahan Na_2CO_3 dimana setelah dilakukan pembuatan elektrolit padat untuk *Solid Oxide Fuel Cell* (SOFC). Elektrolit padat SOFC dibuat dari bahan *Calsia Stabilized Zirconia*

(CSZ) dan Natrium karbonat (Na_2CO_3). Kandungan Na_2CO_3 sebesar 20 % berat. Setelah pencampuran, dilakukan pengepresan diikuti dengan pensinteran pada suhu selama satu jam. Impedansi keramik hasil sinter diukur dengan menggunakan LCRmeter untuk mengetahui konduktivitas ionik. Struktur kristal dianalisis dengan menggunakan *X-Ray Diffractometer* (XRD) dan strukturmikro dianalisis dengan menggunakan *Scanning Electron Microscope* (SEM). Hasil pengujian XRD menunjukkan bahwa elektrolit CSZ- Na_2CO_3 merupakan komposit yang terdiri dari 3 fasa yaitu CSZ, ZrO_2 dan Na_2CO_3 . Penambahan Na_2CO_3 mengurangi densitas keramik, suhu yang optimal adalah 650°C . Na_2CO_3 juga digunakan untuk melunakkan air sadah dan menghilangkan noda minyak

c. Industri Pulp & Kertas

Industri pulp menggunakan bahan Na_2CO_3 untuk proses sulfat yang dilanjutkan pemasakan guna untuk memisahkan selulosa dari zat-zat yang lain. Pulp kasar dapat digunakan untuk membuat karton dan pulp halus yang warnanya masih coklat harus dikelantang (diputihkan/dipucatkan). Pada industri keras yang berbahan baku kayu, juga menggunakan bahan Na_2CO_3 untuk proses sulfat guna Pembuburan Kayu (*Pulping*). Dalam proses pulping secara kimiawi ditambahkan panas dan zat kimia (NaOH , Na_2S , Na_2CO_3).

d. Industri Makanan & Minuman

Industri makanan menggunakan Na_2CO_3 sebagai bahan yang berfungsi meningkatkan kekuatan adonan atau kekerasan mie, efek dari pemakaian garam alkali mie akan terlihat lebih kuning dan bila terlalu banyak akan dapat merusak mie untuk pH tinggi dapat berfungsi sebagai pengawet dengan pH optimum adalah berkisar 10 selain itu digunakan untuk meningkatkan kemampuan mie untuk mengikat air. Na_2CO_3 dalam

memasak juga digunakan sebagai pengganti natrium hidroksida untuk lveing, terutama dengan Jerman pretzel dan alkali gulungan. Na_2CO_3 digunakan untuk memberikan mie ramen rasa khas dan tekstur. Na_2CO_3 digunakan untuk menstabilkan pH pada minuman.

Konsumsi

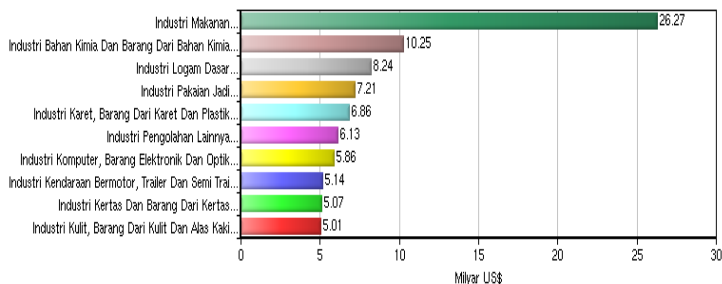
Berkembangnya industri gelas (kaca), dan industri lain di Indonesia yang menggunakan bahan baku Na_2CO_3 menyebabkan tingkat konsumsi Na_2CO_3 meningkat setiap tahun. Data kebutuhan yang diperoleh pada tahun 2010 hingga 2016 disajikan pada **Tabel 1.4**.

Tabel I.3 Data impor Na_2CO_3 (kg/tahun)

| Tahun | Jumlah (Kg) |
|-------|-------------|
| 2010 | 822.917.683 |
| 2011 | 949.897.637 |
| 2012 | 872.316.489 |
| 2013 | 891.973.318 |
| 2014 | 913.825.107 |
| 2015 | 936.654.780 |
| 2016 | 869.081.045 |

(Sumber: Badan Pusat Statistik, 2018)

Berdasarkan data jumlah impor Na_2CO_3 pada **Tabel I.4** menunjukkan jumlah konsumsi Na_2CO_3 di Indonesia. Data menunjukkan terjadinya fluktuasi nilai konsumsi Na_2CO_3 yang terjadi pada masing masing tahun, data impor tersebut digunakan untuk industri pulp dan kertas, kaca, keramik dan industri lainnya, dimana industri-industri tersebut memiliki nilai ekspor terbesar. Menurut Kementrian Perindustrian tahun 2016 indusri yang memiliki nilai ekspor terbesar seperti disajikan pada **Gambar 1.2**.



Gambar I.2 Sepuluh kelompok hasil industri yang memiliki nilai ekspor terbesar tahun 2016.

Oleh karena itu, pendirian pabrik Na_2CO_3 menjanjikan dilihat dari jumlah konsumsi Na_2CO_3 untuk industri-industri dengan nilai ekspor di Indonesia (Kementerian Perindustrian, 2016).

Alasan Pendirian Pabrik

Indonesia mempunyai potensi besar untuk menjadi produsen Na_2CO_3 , dari segi bahan baku yang tersedia untuk proses pembuatannya juga konsumsi yang tinggi untuk diolah menjadi produk lainnya. Seperti yang sudah dijelaskan sebelumnya, bahwa Indonesia menempati peringkat ketiga negara tujuan ekspor Na_2CO_3 dari USA. Pembangunan pabrik Na_2CO_3 sangat membantu Indonesia untuk memenuhi sebagian kebutuhan konsumsi, sehingga dapat mengurangi jumlah impor Na_2CO_3 .

Pembangunan ini juga diharapkan dapat menjadi tolak ukur perkembangan industri di Indonesia, sehingga secara bertahap dapat menjadikan Indonesia menjadi negara yang mandiri dari segi perindustrian. Selain itu, dapat membantu pemerintah untuk menanggulangi masalah kurangnya lapangan kerja. Na_2CO_3 merupakan bahan baku proses pembuatan pulp & kertas, kaca, keramik dan lain-lain. Industri tersebut merupakan industri dengan nilai ekspor terbesar Indonesia, sehingga dapat membantu meminimalisir harga bahan baku industri lain. Hal ini akan berdampak pada kapasitas produksi yang lebih tinggi dan kemampuan ekspor yang lebih besar.

Halaman ini sengaja di kosongkan

BAB II

BASIS DESAIN DATA

II.1 Kapasitas

Kapasitas produksi dapat diartikan sebagai jumlah maksimal *output* yang dapat diproduksi dalam satuan waktu tertentu. Pabrik yang didirikan harus mempunyai kapasitas produksi yang optimal yaitu jumlah dan jenis produk yang dihasilkan harus dapat menghasilkan laba yang maksimal dengan biaya minimal.



Gambar II.1 Regresi Linier Kebutuhan Na_2CO_3 Indonesia

Pada perancangan pabrik Na_2CO_3 , kapasitas produksi pabrik merupakan salah satu hal yang perlu diperhatikan. Peninjauan kapasitas produksi pabrik didasarkan pada data statistik kebutuhan Na_2CO_3 pada tahun 2016 yang menunjukkan Indonesia masih mengimpor sebesar 869.081.045 ton Na_2CO_3 .

Pabrik direncanakan akan mulai beroperasi pada tahun 2021. Dari data BPS tahun 2010 - 2016 di atas dapat diperkirakan kapasitas pabrik dengan cara regresi linier.

Perkiraan kebutuhan Na_2CO_3 di Indonesia pada tahun 2021 dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut :

$$F = F_0 (1 + i)^n$$

dimana :

F = Perkiraan Kebutuhan Na_2CO_3 pada tahun 2021 (ton)

F_o = Kebutuhan Na_2CO_3 pada tahun 2016 (ton)

i = Pertumbuhan rata – rata

n = selisih waktu (tahun)

(Peter & Timmerhaus, 2003)

Tabel II.1 Konsumsi dan Pertumbuhan Na_2CO_3 di Indonesia

| Tahun | Impor = Konsumsi (Kg) | % Pertumbuhan |
|-----------------------|-----------------------|---------------|
| 2010 | 822.917.683 | |
| 2011 | 949.897.637 | 0,154304564 |
| 2012 | 872.316.489 | -0,081673167 |
| 2013 | 891.973.318 | 0,022534056 |
| 2014 | 913.825.107 | 0,024498254 |
| 2015 | 936.654.780 | 0,024982541 |
| 2016 | 869.081.045 | -0,072143693 |
| Rata-rata Pertumbuhan | | 0,012083759 |

(Badan Pusat Statistik, 2018)

Karena diasumsikan bahwa jumlah konsumsi sama dengan jumlah impornya karena diharapkan tahun 2021 tidak ada impor lagi, dan belum ada pabrik yang didirikan di Indonesia serta tidak ada Ekspor, maka jumlah konsumsi pada tahun 2021 di prediksi sebanyak:

$$F = F_o (1 + i)^n$$

$$F = 869.081.045 \times (1 + 0,012083759)^5$$

$$F = 922.874.310,8 \text{ Kg/tahun}$$

Dari data diatas didapat jumlah konsumsi pada tahun 2021 sebanyak 922.874,3108 ton/tahun, dan pabrik yang akan didirikan direncanakan akan memproduksi Na_2CO_3 sebesar 20% dari konsumsi pada tahun 2021 yaitu sebesar 185.000 ton/tahun dengan waktu operasi 24 jam sehari selama 330 hari per tahun.

a. Basis Perhitungan

Dalam pengerjaan pabrik Na_2CO_3 menggunakan proses Solvay ini digunakan basis perhitungan sebagai berikut:

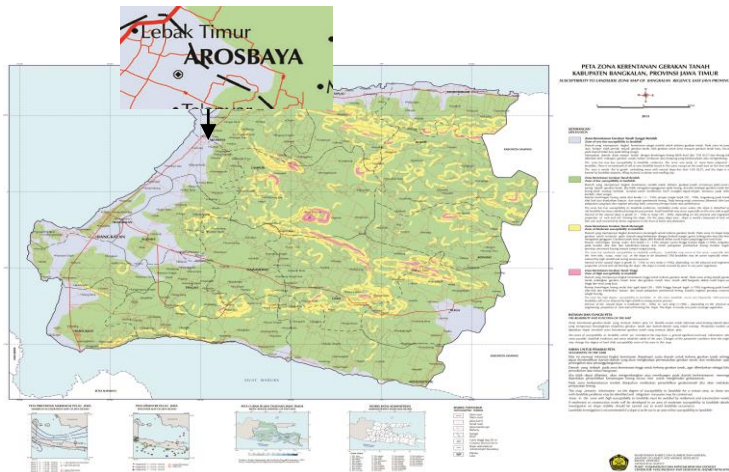
- Waktu operasi : 330 hari kerja/tahun
- Waktu kerja pabrik : 24 jam/hari

II.2 Lokasi

Penentuan lokasi perusahaan merupakan salah satu hal yang penting guna mendukung kelancaran usaha. Peningjauan lokasi dilakukan dengan mempertimbangkan aspek ketersediaan bahan baku dan penunjang, ketersediaan utilitas berupa air bersih, listrik dan bahan bakar, sarana dan prasarana meliputi sistem transportasi dan jalur transportasi yang memadai, dampak sosial dan lingkungan serta aspek pemasaran produk.

Berdasarkan ketersediaan bahan baku, terdapat 2 lokasi yang memungkinkan untuk dibangun pabrik Natrium karbonat, yaitu :

1. Daerah Arosbaya, Kab. Bangkalan dengan luas area 42.450 ha.



Gambar II.2 Peta Lokasi Arosbaya

2. Daerah Rembang, Jawa Tengah dengan Luas Area 5.881 ha.



Gambar II.3 Peta Lokasi Rembang

Pada proses seleksi lokasi pabrik digunakan metode *Analytical Hierarchy Process* (AHP) yang membandingkan satu parameter dengan parameter lain untuk mendapatkan bobot yang sesuai dari masing-masing parameter. Berikut beberapa parameter yang ditinjau dalam seleksi lokasi pabrik.

1. Bahan Baku

- 1.1 Jumlah Bahan Baku yang Tersedia

Jumlah bahan baku yang tersedia merupakan indikator penting dalam proses produksi. Jika bahan baku tidak ada maka proses akan terhenti atau bahan baku dibeli dari lokasi yang berbeda. Hal ini tentu menyebabkan kerugian secara finansial. Bahan Baku yang digunakan pada *proses solvay* adalah batu kapur dan garam rakyat.

- a. Arosbaya memiliki produksi bahan baku garam rakyat sebanyak 3.999.336.100 Kg sementara untuk bahan baku batu kapur sebanyak 1.069.442.274.000 m³.

- b. Rembang memiliki baha baku garam sebesar 218.491.000 Kg, dan batu kapu sebanyak 636.000 m³.
2. Lokasi Pasar

Jarak pabrik yang akan didirikan ke lokasi pemasaran yaitu :

 - a. Arosbaya ke Jawa Timur 44 KM via darat
 - b. Rembang ke Jawa Timur 188 KM via darat
3. Aspek Utilitas
 - a. Arosbaya

Kebutuhan air proses dapat dipenuhi dari sungai-sungai yang berada di wilayah kabupaten Bangkalan. Di Kecamatan Arosbaya sendiri terdapat empat sungai yaitu sungai Taburjan (1,85 km), sungai Balung (5,05 km), sungai Asaemtanto (7,20 km) dan sungai Tambangan (4 km) (Data Bappeda Provinsi Jawa Timur,2013). Untuk ketersediaan energi listrik Pemerintah Kabupaten Bangkalan telah banyak melakukan pengembangan kelistrikan sehingga seluruh desa sudah terjangkau listrik sebanyak 243 desa/kelurahan dengan sambunganrumah (SR) sebanyak 73.681 buah untuk rumahtangga dan 15.461 buah untuk fasilitas lainnya. Dengan adanya ketersediaan listrik di wilayah bangkalan memudahkan untuk masuknya utilitas listrik ke loasi pendirian pabrik.
 - b. Rembang, Jawa Tengah

Kebutuhan air proses pada daerah rembang dipenuhi dari sungai karanggendeng dan randu gunting tetapi sungai ini sering tidak ada volume air yang mengalir. Dan untuk ketersediaan listrik pemerintah kabupaten Rembang dipenuhi sumber listrik dari PLTU yang dapat mencukupi untuk menyediakan utilitas listrik pada pabrik.
4. Aspek Iklim

Suhu lingkungan sangat berpengaruh pada kinerja pekerja/karyawan, kondisi peralatan, dan bahan baku. Oleh karena itu, suhu lingkungan merupakan indikator

yang perlu dipertimbangkan dalam penentuan lokasi pabrik. Menurut buku “Tata Letak Pabrik” suhu lingkungan yang ideal sebesar **25°C**. berikut data suhu lingkungan pada 2 lokasi alternatif :

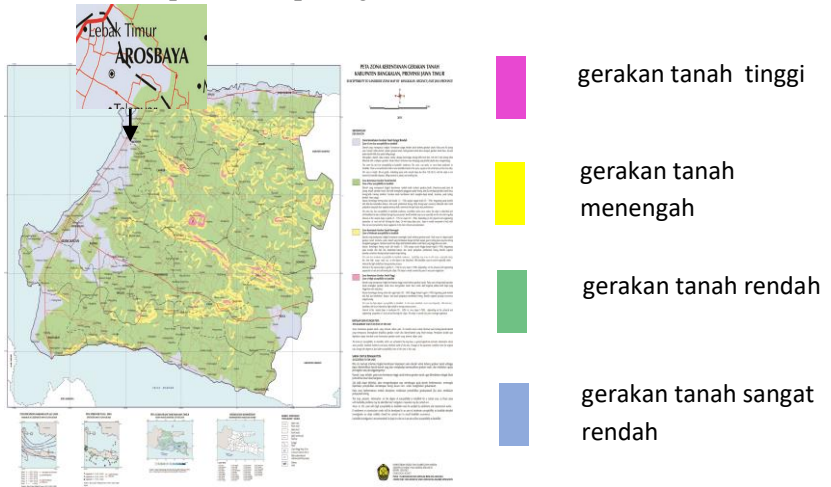
- Arosbaya memiliki suhu lingkungan maksimal 31°C dan suhu minimal 23 °C dan Suhu rata-rata 26 °C.
- Rembang memiliki suhu lingkungan maksimal 32°C dan suhu minimal 22°C dan suhu rata-rata 27°C.

5. Keadaan Tanah

a. Pergeseran Tanah

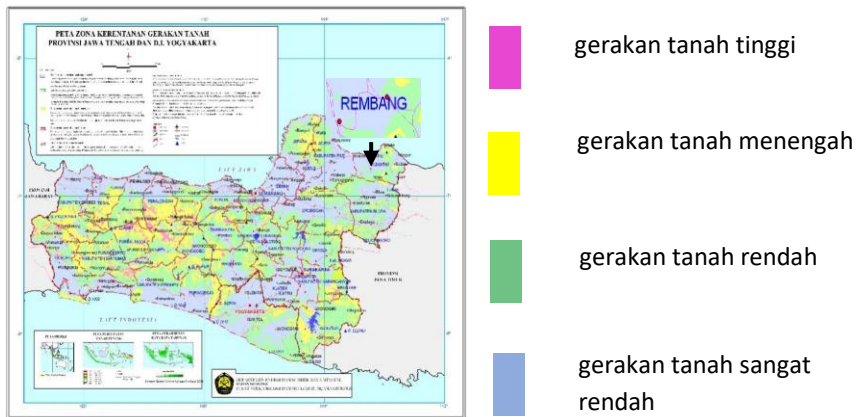
Kondisi Tanah dalam penentuan lokasi pabrik dipengaruhi oleh indeks pergeseran tanah dan erosi. Jika kondisi tanah yang digunakan untuk membangun pabrik sering mengalami pergeseran dan memiliki tingkat erosi yang tinggi tentu akan membahayakan keselamatan dan keamanan pabrik. Oleh karena itu kondisi tanah dijadikan indikator dalam penentuan lokasi pabrik. Berikut kondisi tanah dari 2 lokasi alternatif :

- Indeks pergeseran tanah di daerah Arosbaya, Madura dapat dilihat pada gambar dibawah :



Gambar II.4 Indeks pergeseran tanah di daerah Arosbaya

- Indeks pergeseran tanah di daerah Rembang, Jawa Tengah dapat dilihat pada gambar dibawah

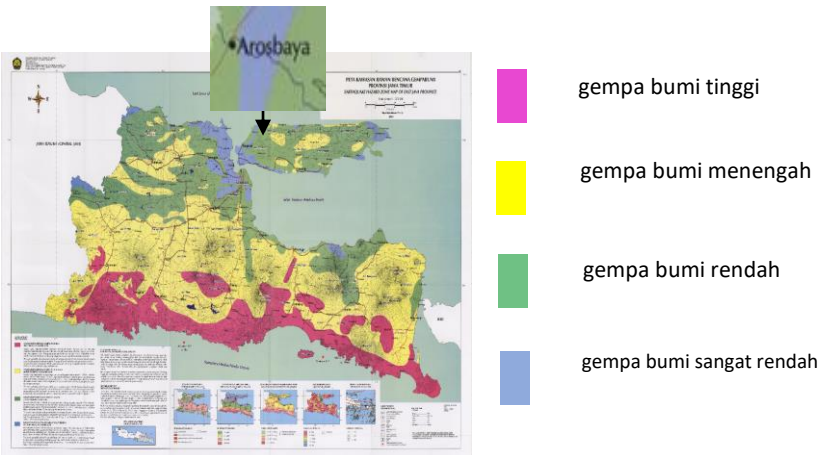


Gambar II.5 Indeks pergeseran tanah di daerah Rembang

b. Daerah Rawan Bencana Gempa Bumi

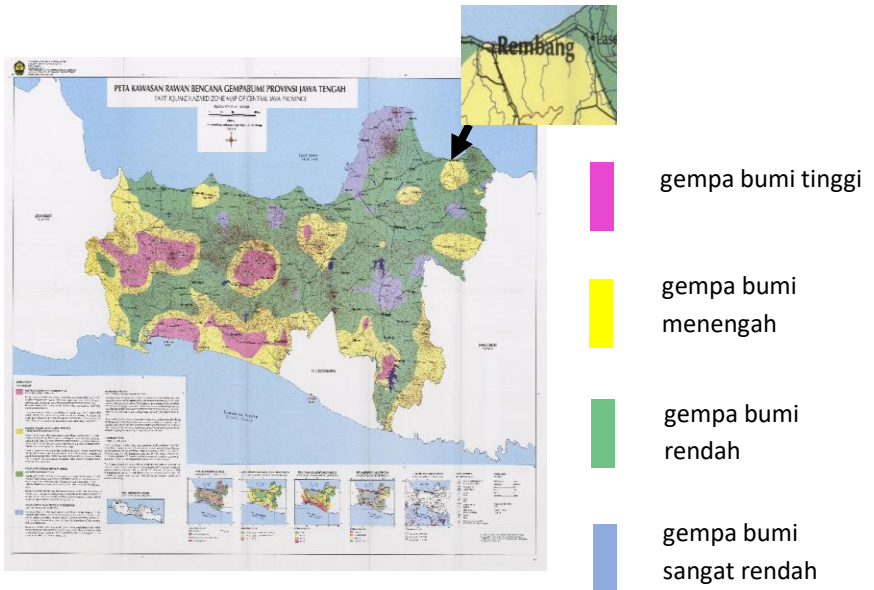
Gempa merupakan bencana alam yang tidak dapat diprediksi kapan datangnya. Suatu daerah yang sering mengalami gempa akan membahayakan keamanan dan keselamatan pekerja maupun pabrik. Oleh karena itu, gempa dijadikan parameter dalam penentuan lokasi pabrik. Berikut gambar daerah yang rawan bencana gempa bumi di 2 lokasi alternatif yang akan dipilih:

1. Peta daerah rawan bencana gempa bumi, daerah Arosbaya, Kab. Bangkalan, Madura.



Gambar II.6 Peta daerah rawan bencana gempa bumi, daerah Arosbay

2. Peta daerah rawan bencana gempa bumi, daerah Rembang, Jawa Tengah



Gambar II.7 Peta daerah rawan bencana gempa bumi, daerah Rembang

Tabel II.2 Seleksi Pemilihan Lokasi Pabrik

| Parameter Pemilihan Lokasi | Bobot | Alternatif Tempat | | | |
|----------------------------------|-------|--------------------|--------------|------------------------|--------------|
| | | Arosbaya Madura | | Rembang Jawa Tengah | |
| | | Nilai | Total | Nilai | Total |
| Ketersediaan bahan baku | 0,337 | 87 | 29,31 | 75 | 25,27 |
| Aspek Utilitas | 0,194 | 80 | 15,52 | 70 | 13,58 |
| Aspek Pasar Keadaan | 0,094 | 80 | 7,52 | 75 | 7,05 |
| Tanah | 0,174 | 75 | 13,05 | 51 | 8,874 |
| Aspek Iklim | 0,156 | 75 | 11,7 | 51 | 7,956 |
| Total | | | 77,10 | | 62,73 |

Keterangan Range Penilaian:

1. 0-25 = Kurang Baik/Tepat/Rekomendasi
2. 26-50 = Cukup Baik/Tepat/Rekomendasi
3. 51-75 = Baik/Tepat/Rekomendasi
4. 76-100 = Sangat Baik/Tepat/Rekomendasi

Pada **Tabel II.2** terlihat bahwa Arosbaya memiliki total penilaian yang lebih besar dibandingkan dengan Rembang, sehingga Lokasi yang dipilih untuk pendirian Pabrik Na_2CO_3 adalah di kecamatan Arosbaya, kabupaten Bangkalan, Madura.

III.3 Kualitas Bahan Baku dan Produk

a. Potensi dan Spesifikasi Bahan Baku

Terdapat dua macam bahan baku yang digunakan dalam produksi Na_2CO_3 , yaitu bahan baku utama dan bahan baku pendukung. Bahan baku utama yang digunakan berupa garam rakyat, air proses, dan batu kapur (CaCO_3), sedangkan bahan baku pendukung yang digunakan adalah amonia (NH_3).

b. Bahan Baku Utama

Bahan baku utama yang digunakan dalam perencanaan desain pabrik Na_2CO_3 dengan menggunakan proses *Solvay* adalah sebagai berikut:

1. Garam Rakyat

Bahan baku utama pada proses pembuatan Na_2CO_3 adalah NaCl dari garam rakyat. Pada umumnya garam untuk industri kimia memiliki spesifikasi NaCl minimal 96%, industri aneka pangan memiliki spesifikasi NaCl minimal 97%, industri farmasi NaCl minimal 99,8%, industri perminyakan NaCl minimal 95%, pengolahan air NaCl minimal 94%, industri penyamakan kulit dengan NaCl minimal 85%. Garam yang diproduksi rakyat pada umumnya tidak mengalami pencucian, sehingga pada umumnya berkualitas rendah. Kadar NaCl dalam garam produksi rakyat biasanya bervariasi sekitar 88%, oleh karena itu garam rakyat tidak dapat memenuhi standar kualitas garam industri untuk pembelian stok nasional. Untuk dapat memenuhi standar kualitas air garam untuk kebutuhan pabrik Na_2CO_3 diperlukan pengolahan lebih lanjut melalui *Brine Purification*.

Teknologi pemurnian garam yang diterapkan di masing-masing Negara bergantung pada ketersediaan bahan baku. Indonesia memiliki modal untuk memproduksi dan memenuhi kebutuhan garam nasional secara mandiri, baik untuk kebutuhan konsumsi maupun industri. PT Garam mengelola 5.116 Ha dari total luas area produksi di seluruh Indonesia dengan produksi garam mencapai 60 ton/Ha/tahun, sedangkan sisanya seluas 25.542 Ha dikelola secara tradisional oleh rakyat dengan produksi hanya 40 ton/Ha/tahun. (Kementrian Kelautan dan Perikanan, 2010)

Tabel II.3 Data Komposisi Garam Rakyat yang Dipakai

| Komponen | Fraksi Massa |
|-------------------|---------------------|
| NaCl | 0.856 |
| CaSO ₄ | 0.010 |
| MgCl ₂ | 0.026 |
| MgSO ₄ | 0.008 |
| Impurities | 0.006 |
| H ₂ O | 0.094 |
| TOTAL | 1 |

Berdasarkan data yang ada, kebutuhan garam di Indonesia pada 2017 sebanyak 3,7 juta ton, dan produksi garam nasional sebesar 1,2 juta, dimana sebanyak 2,5 juta ton dipasok dari produk impor. Produk impor garam mayoritas diperuntukkan bagi kebutuhan industri kertas, PVC, farmasi dan lain lain. Hal tersebut disebabkan karena mayoritas produksi garam nasional memiliki kadar garam (NaCl) 94%, sementara industri membutuhkan NaCl sebesar 96% - 99% (Kementrian Perindustrian, 2017).

Garam (NaCl) dapat diperoleh dari bahan baku berupa air laut, batuan garam, dan larutan garam alamiah. Di Indonesia, garam dikualifikasikan menjadi garam K1, K2, K3.

- Garam K1 merupakan garam hasil proses kristalisasi pada larutan yang memiliki Spesific Gravity 1,218. Garam K1 memiliki kadar NaCl minimum 97,1%.
- Garam K2 merupakan garam dengan kualitas lebih rendah daripada K1. Garam ini merupakan sisa kristalisasi pada Spesific Gravity 1,255 dan memiliki kadar NaCl minimum 94,7%. Secara fisik, garam K2 berwarna kecoklatan.

- Garam K3 merupakan garam kualitas terendah. Garam ini merupakan sisa kristalisasi pada Specific Gravity 1,33 dan memiliki kadar NaCl kurang dari 94,7%. Secara fisik, garam K3 berwarna coklat dan masih bercampur lumpur.

Standar garam untuk industri dapat dilihat pada **Tabel II.4**

Tabel II.4 Standar Kadar NaCl untuk Garam Industri

| Parameter | Kadar % | | | |
|------------------------------------|-----------|-----------|---------|----------|
| | SNI | S2 | Amerika | |
| | | | Minimal | Maksimal |
| NaCl | Min 98,5 | Min 98,5 | 99,488 | 99,787 |
| SO₄⁻² | Maks 0,2 | Maks 0,2 | 0,091 | 0,289 |
| Mg | Maks 0,06 | Maks 0,06 | 0,002 | 0,074 |
| Ca | Maks 0,1 | Maks 0,1 | 0,037 | 0,076 |
| Partikel tak larut | - | - | 0,002 | 0,066 |
| H₂O | Maks 3 | Maks 4 | 0,023 | 0,293 |

(Departemen Perindustrian dan Perdagangan Republik Indonesia)

2. Batu Kapur/ Limestone (CaCO₃)

Selain NaCl bahan baku utama dalam pembuatan Na₂CO₃ adalah kalsium karbonat (CaCO₃). Kalsium karbonat umumnya berwarna putih dan pada umumnya sering dijumpai pada batu kapur, kalsit, marmer, dan batu gamping. Batu Kapur adalah batuan sedimen terutama terdiri dari kalsium karbonat (CaCO₃) dalam bentuk kalsit mineral. Batuan ini paling sering terbentuk di perairan laut yang dangkal. Ini biasanya merupakan batuan sedimen organik yang terbentuk dari akumulasi cangkang hewan, karang, alga dan puing-puing.

Batu kapur mengandung 98,9% kalsium karbonat (CaCO₃) dan 0,95% magnesium karbonat (MgCO₃) (Russell, 2007). Batu kapur di alam jarang ada yang murni, karena umumnya mineral ini selalu terdapat partikel kecil kuarsa, felspar, mineral lempung, pirit, siderit dan mineral

lainnya. Dalam mineral batu kapur terdapat juga pengotor, terutama ion besi. Batu kapur berwarna putih keabu-abuan dengan kekerasan 3,00 Mohs, bersifat pejal dengan density bulk 2655 kg/m³, berbutir halus hingga kasar dan mempunyai sifat mudah menyerap air serta mudah dihancurkan. Batu kapur juga mudah larut dalam asam. Batu kapur yang larut dalam zat asam akan menghasilkan gas karbon dioksida.

Tabel II.5 Data Komposisi *Lime Stone* yang Digunakan

| Komponen | Fraksi Massa |
|-------------------|--------------|
| CaCO ₃ | 0.930 |
| Impuritas | 0.050 |
| H ₂ O | 0.020 |
| TOTAL | 1 |

Sumber : Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry

Batu kapur akan menjadi semakin tidak larut dalam air dengan naiknya temperatur. Klasifikasi batu kapur dalam perdagangan mineral industri didasarkan atas kandungan unsur kalsium (Ca) dan unsur magnesium (Mg). Misalnya, batu kapur yang mengandung $\pm 90\%$ CaCO₃ disebut batu kapur kalsit, sedangkan bila mengandung 19% MgCO₃ disebut dolomit (Amethyst, 2010).

Tabel II.6 Sifat Fisik dan Spesifikasi batu kapur (CaCO₃)

| Parameter | Nilai |
|--------------------|---------------|
| Berat Molekul | 100,09 gr/mol |
| Titik lebur, 1 atm | 2570°C |
| Titik didih, 1 atm | 2850°C |

| | |
|------------------------------|-----------------------|
| Densitas, 1 atm | 2,711 gr/ml |
| Energi bebas Gibbs (25°C) | -1.129.000 kJ/mol |
| Kapasitas panas (25°C) | -5,896 cal/mol°C |
| Kelarutan , 250C | 0,0014 gr/ 100 gr H2O |
| Kelarutan , 1000 °C | 0,002 gr/ 100 gr H2O |
| Panas penguapan, 1 atm | 12.700 cal/mol |
| Ukuran | 30 mesh |
| Silika Modulus | 1,49 |
| Iron Modulus | 4,13 |
| CaO | 50,80% |
| MgO maks | 1,22% |
| Impuritas | 0,2% |
| Fasa | Padat |
| Warna | Putih kekuningan |

(Sumber : Perry, 2008)

3. Air Proses

Selain garam rakyat dan batu kapur bahan baku utama dalam pembuatan Na_2CO_3 adalah air proses. Air Proses merupakan air yang sudah di proses sedemikian rupa sehingga air sudah tidak mengandung impuritis yang mengganggu dalam proses pembuatan Na_2CO_3 . Air proses ini digunakan untuk melarutkan dan membersihkan garam rakyat dari impuritis. Spesifikasi air proses yang digunakan

dalam proses pembuatan Na_2CO_3 ditunjukkan pada **Tabel II.7**.

Tabel II.7 Syarat Baku Mutu Air Proses

| Karakteristik | Syarat baku mutu |
|----------------|------------------|
| pH | 7,5-8,5 |
| Total hardness | 0 ppm |
| Turbidity | Max 3 ppm |
| Cl_2 | < 0,5 ppm |

(Sumber: Petrokimia Gresik, Maret 2016)

Dari syarat baku mutu air proses sangat minim kandungan impuritisnya sehingga pada perhitungan diasumsikan kandungan H_2O pada air proses adalah 100%.

c. Bahan Baku Penunjang

Bahan baku penunjang merupakan bahan baku yang digunakan sebagai pelengkap dalam reaksi pembentukan Na_2CO_3 melalui proses *Solvay*.

1. Amonia (NH_3)

Spesifikasi amonia yang digunakan dalam proses pembuatan Na_2CO_3 ditunjukkan pada **Tabel II.8**.

Tabel II.8 Sifat Fisik Amonia (NH_3)

| Parameter | Nilai |
|-----------------------------|---|
| Rumus Molekul | (NH_3) |
| Massa molar | 17,031 g/mol |
| Penampilan | Tidak berwarna |
| Densitas | 0.86 kg/m^3 (1,013 bar at boiling point) |
| Titik lebur | -77,73 °C |
| Titik didih | -33,34 °C |
| Kelarutan dalam air | 47% w/w (0°C) 31% w/w (25°C) 18% w/w (50°C) |
| Kebebasan (pK_b) | 4,75 |
| Vapor Pressure | 8573 h Pa |

Viscosity

0,276 cP (-40°C)

(Perry, 2008)

Bahan baku penunjang pada proses pembuatan Na_2CO_3 adalah NH_3 . Bahan baku penunjang ini digunakan sebagai reagen untuk membentuk endapan bikarbonat (NaHCO_3).

2. Polyacrylmide (P.A.M)

Polyacrylmide merupakan polimer anionik yang bertindak sebagai flokulan pada pemurnian garam rakyat. Polyacrylamide larut dalam air dan pelarut organik sebagai asam asetat, glikol, gliserin dan amina. Spesifikasi polyacrylmide yang digunakan dalam proses pembuatan Na_2CO_3 ditunjukkan pada **Tabel II.9**

Tabel II.9 Sifat Fisik Polyacrylamide

| Parameter | Nilai |
|------------------|-------------------------------------|
| Rumus Molekul | $(\text{C}_3\text{H}_5\text{NO})_n$ |
| Berat Molekul | 71 g/mol |
| Nama Lain | Poliakrilamida |
| Eektif nilai pH | 7 – 14 |
| Sisa Monomer (%) | 0,05 – 0,1 |
| Fasa | Padat (bubuk, granula, kristal) |
| Warna | Putih |

(Sumber: dykuza, 2011)

d. Target Produk

Spesifikasi produk yang akan dihasilkan dari pabrik Na_2CO_3 dengan mereaksikan NaCl dan CaCO_3 dengan bantuan NH_3 ini disesuaikan dengan standar spesifikasi produk Na_2CO_3 yang dibutuhkan oleh industri yang ditunjukkan pada. **Tabel II.10** Sedangkan sifat-sifat Na_2CO_3 ditunjukkan pada **Tabel II.11**.

Tabel II.10 Target Spesifikasi Kadar Na_2CO_3

| Komponen | Kadar (%) |
|----------------------------------|------------------|
| Na_2CO_3 | Min 99,0 |
| NaCl | Min 0,4 |
| Na_2SO_4 | Min 0,04 |
| Fe_2O_3 | Min 0,004 |
| H_2O (insoluble) | Min 0,01 |

(Data SNI 06-0598-1989)

Tabel II.11 Sifat Fisik Produk Na_2CO_3

| Parameter | Nilai |
|--|---------------------|
| Berat Molekul | 105,99 |
| Densitas 20°C , g/cm^3 | 2.533 |
| Titik lebur | 851°C |
| Panas peleburan | 316 J/g |
| Kapasitas panas 25°C | 1.043 J/g K |
| Panas pembentukan | 10.676 J/g |
| Panas pelarutan | -222 J/g |

(Perry, 2008)

BAB III

SELEKSI DAN URAIAN PROSES

III.1 Tipe-Tipe Proses

Proses pembuatan Na_2CO_3 ada dua macam yaitu secara sintetik dan alami. Secara sintetik terdiri atas proses *Le Blanc*, *Solvay* dan Karbonasi sedangkan secara alami disebut sebagai proses Natural. Berikut penjelasan mengenai proses pembuatan Na_2CO_3 .

Tabel III.1 Tipe-tipe proses produksi Natrium Karbonat

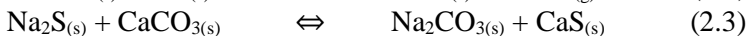
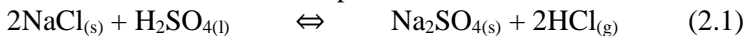
| Bahan Baku | Proses |
|---|-----------------|
| $\text{NaCl} + \text{CaCO}_3 + \text{H}_2\text{SO}_4 + \text{C}$ | <i>Le Blanc</i> |
| $\text{NaCl} + \text{CaCO}_3 + \text{NH}_3$ | <i>Solvay</i> |
| $\text{CO}_2 + \text{NaOH}$ | Karbonasi |
| $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot \text{NaHCO}_3 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ | Natural |

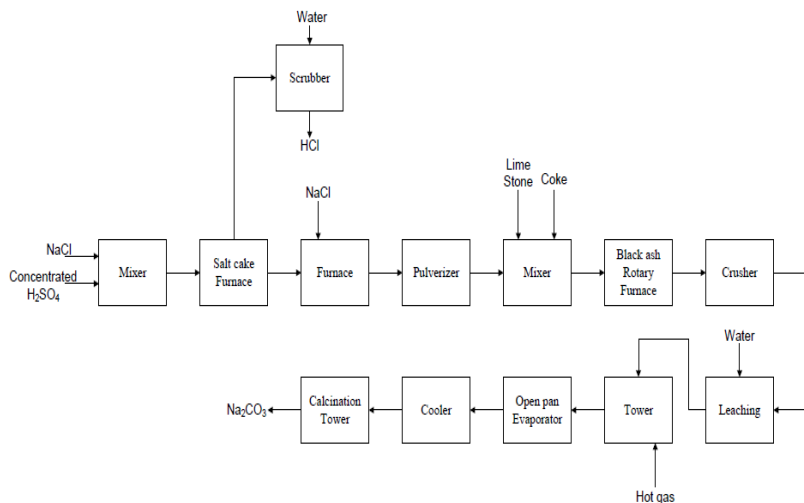
(Sumber :Ullmann's Encyclopedia of Industrial, 1984)

III.1.1. Proses *Le Blanc*

Pertama, garam laut (natrium klorida) direbus dalam asam sulfat untuk menghasilkan natrium sulfat dan gas hidrogen klorida. Proses ini didasarkan atas pemanggangan *salt cake* (kerak garam) dengan karbon (batubara) dan batu kapur di dalam kiln dan sesudah itu mengeraskan hasilnya dengan air. Produk kasar dari reaksi ini disebut *black ash* (abu hitam). Pengerasan dilakukan pada waktu dingin, pada pengerasan ini berlangsung hidrolisis sebagian sulfida. Kemudian *black ash* diubah lagi menjadi karbonat melalui pengolahan dengan gas yang mengandung karbon dioksida yang berasal dari kiln. Larutan Na_2CO_3 yang dihasilkan, dipekatkan sehingga menghasilkan Na_2CO_3 yang kemudian dikeringkan atau dikalsinasi (Ullmann's Encyclopedia of Industrial, 1984).

Proses *Le Blanc* didasarkan pada reaksi berikut:

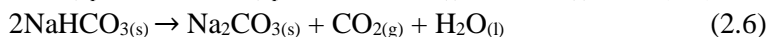




Gambar III.1 Blok Diagram Proses *Le Blanc*
(Sumber :Ullmann's Encyclopedia of Industrial, 1984)

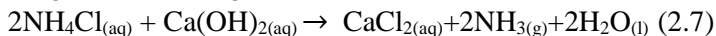
III.1.2 Proses *Solvay*

Dikenal sebagai proses soda amonia yang menggunakan garam (NaCl), dan batu kapur (CaCO_3) sebagai bahan baku dan menggunakan amonia sebagai *siklus reagen*, dengan produk samping CaCl_2 . Ini berdasarkan pada kenyataan bahwa amonia bereaksi dengan karbon dioksida dan air untuk membentuk amonium bikarbonat, dengan reaksi sebagai berikut:

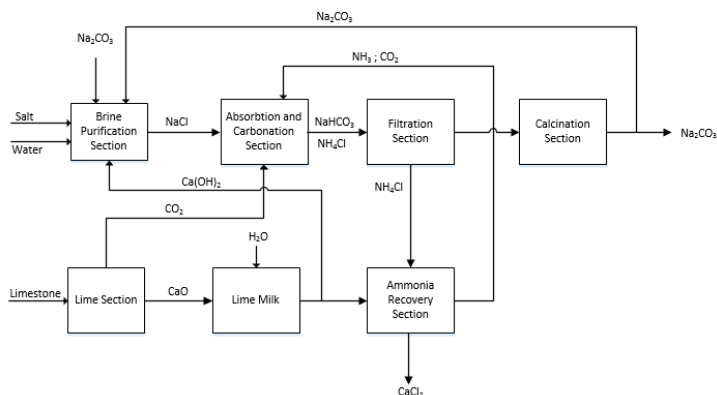


Dalam reaksi ini, amonium bikarbonat yang terbentuk bereaksi dengan garam untuk membentuk natrium bikarbonat. Natrium bikarbonat ini kemudian dikalsinasi menjadi abu soda ringan. Klorida juga terbentuk sebagai produk sampingan. Hal ini

dinetralsir dengan kapur untuk membentuk kalsium klorida, dengan reaksi sebagai berikut:



Hampir semua amonia terbentuk oleh reaksi ini di-*recycle* masuk kedalam proses untuk digunakan kembali. Amonia bisa dianggap sebagai katalis. Proses *Solvay* pada umumnya seperti berikut.



Gambar III.2 Blok Diagram Proses *Solvay*

(Sumber : Ullmann's Encyclopedia of Industrial, 1984)

Proses soda amonia dapat diringkas sesuai dengan persamaan berikut:



Namun, reaksi kimia ini tidak langsung diterapkan. Proses *Solvay* menggunakan tahap perantara NH_4HCO_3 dalam mendapatkan Na_2CO_3 dari NaCl dan CaCO_3 . Amonia (NH_3) yang dibutuhkan didaur ulang. Proses ini diringkas sebagai berikut:

- a. Pemurnian air garam, untuk mendapatkan larutan natrium klorida murni:

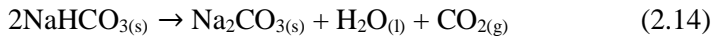


- b. Absorpsi amonia dan karbonasi dari garam amonia setelah CO_2 terkompresi dari reaksi (2.13) dan (2.14)



- c. Filtrasi natrium bikarbonat, didapatkan dari (2.11) dan (2.12)

- d. Dekomposisi bikarbonat menjadi karbonat dan CO_2 recovery



- e. Pembakaran batu kapur di kiln dan CO_2 recovery



- f. Larutan kapur



- g. Regenerasi amonia



(Wagialla, K. M., *The Manufacture of Soda Ash in The Arabian Gulf*, 1992)

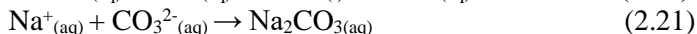
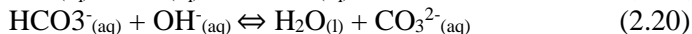
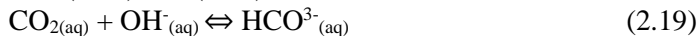
III.1.3 Proses Karbonasi

Ekonomi proses ini tergantung pada ketersediaan jumlah NaOH yang diproduksi sebagai produk sampingan dari pembuatan klorin dari air garam. Sangat menarik untuk dicatat bahwa pasar Na_2CO_3 tergantung pada permintaan untuk klorin karena selama produksi klorin, soda kaustik juga diproduksi dimana bersaing dalam sebagian besar aplikasi soda abu. Oleh karena itu, jika pasar klorin tumbuh pada tingkat yang tinggi, produk sampingan soda kaustik yang dihasilkan, dapat mengambil alih sebagian besar pasar Na_2CO_3 dan menekan harga. Dengan demikian studi pasar dan kelayakan untuk Na_2CO_3 harus memperhitungkan saat ini dan proyeksi pasar kaustik / klorin (Wagialla, K. M., *The Manufacture of Soda Ash in The Arabian Gulf*, 1992).

Mekanisme pembuatan Na_2CO_3 dengan proses karbonasi natrium hidroksida dilakukan dengan absorpsi CO_2 dalam larutan NaOH yang dapat dijelaskan seperti di bawah ini. Pertama, Na^+ dan OH^- hampir sepenuhnya terionisasi dalam *pure water* karena NaOH adalah basa kuat. Kedua, ketika gas CO_2 diumpankan ke larutan NaOH untuk diabsorb, CO_2 secara fisik terabsorb menjadi larutan CO_2 , seperti ditunjukkan pada Persamaan (2.17).



Selanjutnya, CO_2 cair bereaksi dengan OH^- untuk menghasilkan HCO_3^- dan CO_3^{2-} , seperti yang tunjukkan dalam persamaan (2.18) dan (2.19).



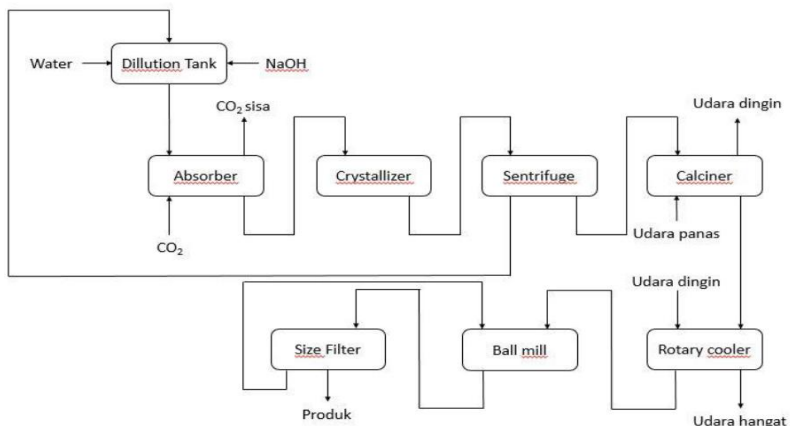
(Darmana et al., 2007)

Meskipun persamaan (2.19) adalah reaksi orde kedua, dapat dianggap sebagai reaksi orde satu semua karena konsentrasi CO_2 konstan. Persamaan. (2.19) dan (2.20) adalah reaksi *reversible* dengan laju yang sangat cepat dalam kisaran pH tinggi. Reaksi (2.20) segera terjadi setelah reaksi (2.19). Larutan CO_2 tidak terdapat dalam larutan selama reaksi keseluruhan karena pembentukannya segera bereaksi dengan OH^- . Setelah CO_2 yang dihasilkan dalam larutan, larutan CO_2 segera dikonsumsi melalui reaksi (2.19) dan (2.20) (Fleischer et al., 1996).

Persamaan (2.20) dominan di awal reaksi karena absorben dipertahankan dengan alkalinitas yang sangat tinggi dan selanjutnya meningkatkan konsentrasi relatif CO_3^{2-} dengan HCO_3^- . Selain itu, OH^- cepat menurun melalui reaksi (2.19) dan (2.20). Oleh karena itu, sementara pH dengan cepat menurun selama periode reaksi awal, konsentrasi CO_3^{2-} meningkat. Berdasarkan fenomena tersebut, reaksi bersih dilakukan selama waktu awal (atau *range*) reaksi penyerapan CO_2 secara keseluruhan dinyatakan pada Persamaan (2.20).



(Fleischer et al., 1996)

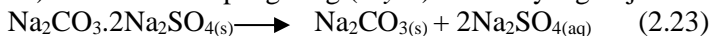


Gambar III.3 Blok Diagram Proses Karbonasi

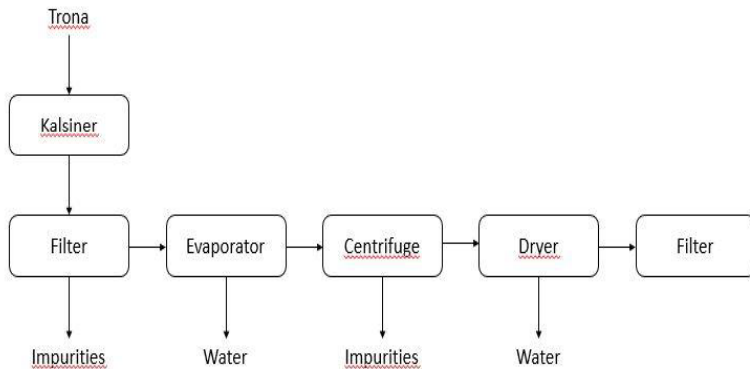
(Sumber: Wagialla, K. M., *The Manufacture of Soda Ash in The Arabian Gulf*, 1992)

III.1.4 Proses Natural

Bahan baku yang digunakan pada proses natural ini adalah Kristal *crudeburkeite* ($\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 2\text{Na}_2\text{SO}_4$) atau biji trona yang telah dipisahkan dari impuritasnya. Kristal *crude burkeite* yang terdiri atas Li_2NaPO_4 dan $\text{Na}_2\text{CO}_3 \cdot 2\text{Na}_2\text{SO}_4$ dipisahkan sedangkan filtratnya dipekatkan menjadi $\text{Na}_2\text{SO}_4 \cdot 10\text{H}_2\text{O}$ (garam *Glauber's*). Garam *Glauber's* disaring dari larutan pekat yang kaya akan Na_2CO_3 . Kristal soda murni diperoleh dengan cara mendinginkan kristal soda murni dalam tangki pendingin, kemudian disaring (*filter*) lalu masuk ke pengering (*dryer*). Reaksi yang terjadi:



Mineral trona dapat ditemukan dibawah tanah (*Green River* di Wyoming Amerika Serikat, Mongolia Cina, Henan Cina) atau danau kering (Danau Searles di California Amerika Serikat, Danau Magadi di Kenya, Sua Pan Botswana). Trona ditambang di 1.500 kaki (457,2 meter) di bawah permukaan laut.



Gambar III.4 Blok Diagram Proses Natural
(Ullmann's Encyclopedia of Industrial, 1984)

III.2 Pemilihan Proses

Berdasarkan beberapa macam proses pembuatan Na_2CO_3 yang telah diuraikan sebelumnya, masing-masing proses mempunyai kelebihan dan kekurangan. Berikut akan diuraikan beberapa pertimbangan untuk pemilihan proses dari segi ketersediaan bahan baku, aspek ekonomi dan dampak terhadap lingkungannya.

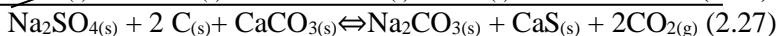
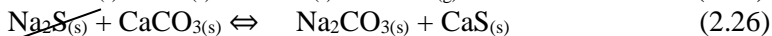
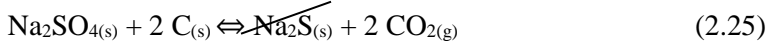
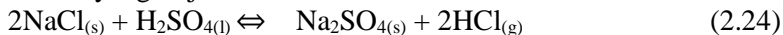
III.2.1 Proses *Le Blanc*

Bahan baku proses ini yaitu NaCl , CaCO_3 dan C dengan bahan tambahan menggunakan larutan H_2SO_4 , sehingga harus dipilih peralatan yang tahan terhadap asam. NaCl dan CaCO_3 bisa dijumpai dengan mudah di Indonesia, NaCl bisa didapatkan dari proses pemurnian air laut, sedangkan CaCO_3 didapatkan dari hasil pertambangan yang masih berlimpah di Indonesia. Untuk H_2SO_4 bisa dipenuhi dari industri lain dalam negeri, misalnya PT Petrokimia Gresik.

Kondisi operasi memerlukan suhu yang tinggi di bagian kiln untuk proses kalsinasi dan pelelehan. Tahap yang harus dilewati

untuk membentuk Na_2CO_3 relatif kompleks, karena harus membentuk *saltcake* terlebih dulu, kemudian dilelehkan dan setelah itu melalui proses kalsinasi di kiln. Lalu melalui proses *size reduction* yang kemudian dipisahkan antara Na_2CO_3 dengan CaS dengan proses *leaching*.

Reaksi yang terjadi:



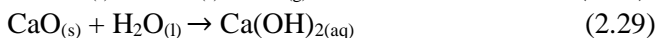
III.2.2 Proses Solvay

Bahan baku proses ini yaitu NaCl , dan CaCO_3 dengan bahan tambahan menggunakan gas NH_3 . NaCl dan CaCO_3 bisa dijumpai dengan mudah di Indonesia, NaCl bisa didapatkan dari proses pemurnian air laut, sedangkan CaCO_3 didapatkan dari hasil pertambangan yang masih berlimpah di Indonesia. Untuk NH_3 bisa dipenuhi dari industri lain dalam negeri, misalnya PT Petrokimia Gresik.

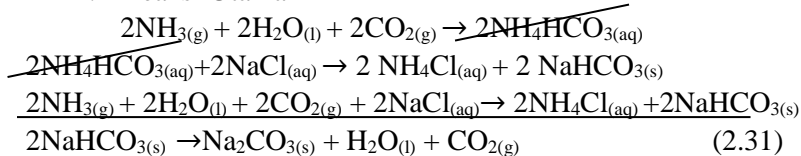
Kondisi operasi memerlukan suhu yang relatif tinggi di bagian kiln untuk proses kalsinasi. Tahap yang harus dilewati untuk membentuk Na_2CO_3 relatif kompleks namun lebih efisien dalam penggunaan bahannya yaitu NH_3 karena dapat di-*recovery* untuk digunakan kembali.

Reaksi yang terjadi:

1. Reaksi untuk *LimeSection*



2. Reaksi Utama



3. Reaksi *recovery* NH₃

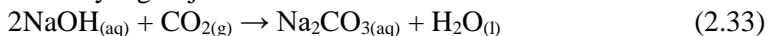


III.2.3 Proses Karbonasi

Bahan baku proses ini yaitu NaOH dan CO₂. NaOH bisa didapatkan dari CV Mitra Usaha Mandiri, sedangkan CO₂ didapatkan dari sisa gas hasil pembakaran kiln di pabrik semen, yaitu PT Semen Gresik.

Kondisi operasi memerlukan suhu yang relatif tinggi di bagian kiln untuk proses kalsinasi. Tahap yang harus dilewati untuk membentuk Na₂CO₃ relatif lebih sederhana dibanding dua proses sebelumnya.

Reaksi yang terjadi:



III.2.4 Proses Natural

Dilihat dari segi ketersediaan bahan baku, proses ini tidak mungkin dilakukan di Indonesia karena berasal dari endapan trona yang tidak terdapat di Indonesia. Mineral trona dapat ditemukan dibawah tanah (*Green River* di Wyoming Amerika Serikat, Mongolia Cina, Henan Cina) atau danau kering (Danau Searles di California Amerika Serikat, Danau Magadi di Kenya, Sua Pan Botswana). Trona ditambang di 1.500 kaki (457,2 meter) di bawah permukaan laut. Berikut merupakan perbandingan Proses pembuatan Na₂CO₃ ditinjau dari Proses Sintetis dapat dilihat pada **Tabel III.2**

Tabel III.2 Perbandingan Proses Pembuatan Na_2CO_3

| No | Pertimbangan | Proses | | |
|----|-------------------------------------|--|------------------------------------|-------------------------------|
| | | <i>Le Blanc</i> | <i>Solvay</i> | Karbonasi |
| 1. | Aspek Teknis | | | |
| | a Bahan baku | NaCl ; CaCO_3 ; C | NaCl ; CaCO_3 | CO_2 ; NaOH |
| | b Bahan tambahan | H_2SO_4 | NH_3 | - |
| | c Produk sampling | HCl ; CaS | CaCl_2 | - |
| | d Kemurnian produk | 96,8% | 99,6% | 99% |
| | e Korosivitas bahan | Tinggi | Sedang | Sedang |
| 2. | Kondisi Operasi | | | |
| | a Tekanan (atm) | Tinggi | 1 | 1 |
| | b Temperatur ($^{\circ}\text{C}$) | Tinggi | 60 | 30 |
| | Aspek Dampak Lingkungan | Tinggi | Sedang | Rendah |

Tabel III.3 Pemilihan Proses pembuatan Na_2CO_3

| Parameter | Bobot | Alternatif Proses | | | | | |
|----------------------------|----------|-------------------|---------------|--------|---------------|-----------|---------------|
| | | Le Blanc | | Solvay | | Karbonasi | |
| | | Nilai | Total | Nilai | Total | Nilai | Total |
| 1. Aspek Teknis Proses | | | | | | | |
| a. Bahan Baku | 0,257 | 69 | 17,733 | 85 | 21,845 | 72 | 18,504 |
| b. Bahan Tambahan | 0,11 | 60 | 6,6 | 75 | 8,25 | 0 | 0 |
| c. Produk sampling | 0,084 | 25 | 2,1 | 50 | 4,2 | 0 | 0 |
| d. Kemurnian Produk | 0,119 | 80 | 9,52 | 90 | 10,71 | 85 | 10,115 |
| e. Korosivitas bahan | 0,113 | 25 | 2,825 | 70 | 7,91 | 70 | 7,91 |
| 2. Kondisi Operasi | | | | | | | |
| a. Tekanan | 0,091 | 25 | 2,275 | 80 | 7,28 | 80 | 7,28 |
| b. Temperatur | 0,105 | 20 | 2,1 | 75 | 7,875 | 80 | 8,4 |
| 3. Aspek dampak lingkungan | | | | | | | |
| | 0,121 | 25 | 3,025 | 75 | 9,075 | 80 | 9,68 |
| Total | 1 | | 38,778 | | 52,915 | | 36,529 |

Keterangan Range Penilaian:

1. 0-25 = Kurang Baik/Tepat/Rekomendasi
2. 26-50 = Cukup Baik/Tepat/Rekomendasi
3. 51-75 = Baik/Tepat/Rekomendasi

4. 76-100 = sangat Baik/Tepat/Rekomendasi

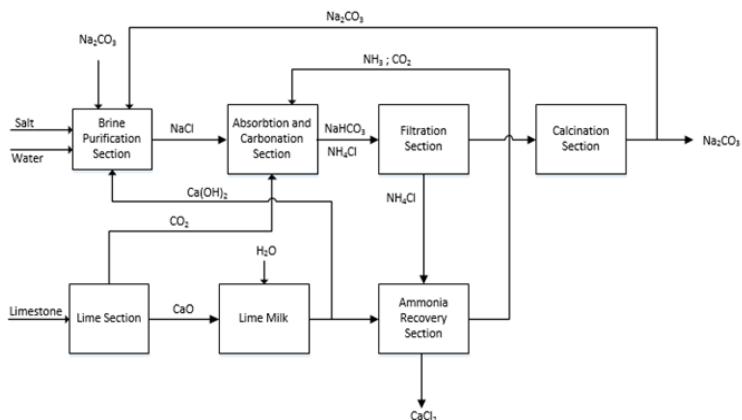
Setelah mencermati kelebihan dan kekurangan proses pembuatan Na_2CO_3 diatas, maka dipilih **Proses Solvay** untuk pembuatan natrium karbonat dengan pertimbangan sebagai berikut:

- Kemurnian produk yang lebih tinggi, yaitu mampu mencapai 99,6%
- Korosivitas bahan yang lebih rendah sehingga tidak memerlukan biaya perawatan yang tinggi
- Dampak lingkungan yang diakibatkan proses lebih kecil sehingga tidak memerlukan perlakuan khusus atas pencemaran yang terjadi dan produk samping bisa dijual
- Proses *Le Blanc* merupakan proses yang sudah lama dilakukan dan mulai ditinggalkan. Hal ini dikarenakan proses *Solvay* lebih ekonomis dengan memiliki produk dengan kualitas yang lebih tinggi.

Uraian Proses Terpilih

Proses pembuatan Na_2CO_3 dengan proses *solvay* pada intinya adalah absorpsi CO_2 dan NH_3 dengan menggunakan NaCl dari purifikasi air laut sebagai pelarut. Proses ini melalui beberapa tahapan yang terbagi menjadi beberapa proses, yaitu:

1. *Brine Purification Section*
2. *Lime Section*
3. *Ammonia Absorption Section*
4. *Carbonation Section*
5. *Filtration Section*
6. *Calcinations Section*
7. *NH_3 Recovery Section*



Gambar III.5 Blok Diagram Pembuatan Na_2CO_3

Berikut penjelasan ringkas mengenai masing-masing *section*:

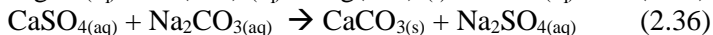
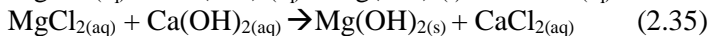
1. **Brine Purification Section**

NaCl sebagai bahan baku utama dari proses *solvay* dapat diperoleh dari garam rakyat. Garam rakyat masih mengandung berbagai zat pengotor anorganik yang dapat menyebabkan masalah pada proses produksi dan merusak kualitas dari produk akhir. Contohnya adalah jika terdapat ion *calcium* dan *magnesium* yang dapat menyebabkan *scaling* (kerak) pada perpipaan instrument.

Garam kristal dari *storage* (F-111) dilewatkan menggunakan *conveyor* (J-112) menuju *salt dissolver tank* (M-120) untuk melarutkan garam rakyat dengan menggunakan air proses. Kemudian *crude brine* ini akan dipompa dengan menggunakan *salt dissolver pump* (L-121) menuju reaktor (R-150). Sebagian Na_2CO_3 dari produk akan diumpankan menuju reaktor (R-150) dan dilarutkan terlebih dahulu dengan air proses dalam Na_2CO_3 tank (M-130) dan *lime milk* dari *lime section* akan diambil untuk direaksikan dengan larutan *crude brine* dalam reaktor (R-150) yang sebelumnya di masukkan dalam *lime milk* tank (M-140). Lalu Na_2CO_3 dan *lime milk* secara bersamaan

dengan *crude brine* akan masuk ke dalam reaktor (R-150) untuk melepaskan ion Ca^{2+} dan Mg^{2+} .

Reaksi untuk melepaskan ion Ca^{2+} dan Mg^{2+} . Pada reaktor (R-150) yaitu:

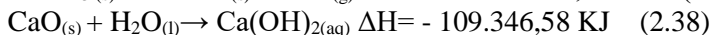
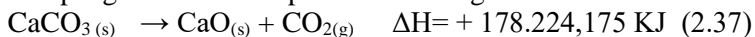


Brine yang keluar dari reaktor dan masuk ke dalam *Brine Clarifier* (H-170) untuk dicampurkan dengan larutan P.A.M dari *P.A.M Tank* (M-160) sebagai koagulan.

Dimana arus keluar bagian atas (*overflowing liquid*) adalah NaCl murni (*purified brine*) dan keluar bawah adalah lumpur NaCl (*salt mud*). Lumpur NaCl ini akan menuju penampungan limbah sebagai *waste product*. NaCl murni akan dialirkan ke dalam *ammonia absorber* (D-310) yang sebelumnya dilewatkan dalam *brine storage* (F-172).

2. Lime Section

Dalam unit ini batu kapur didekomposisi di dalam *rotary kiln* (B-230) melalui proses pemanasan dengan bahan bakar pemanasan berupa batu bara (*coal*), hasil gas keluaran dari kiln disalurkan dalam unit karbonasi dan kapur dimasukkan ke dalam tank pelarutan atau *Lime Slaker* (R-240). Reaksi yang terjadi pada unit pengolahan batu kapur adalah sebagai berikut:



Sebelum masuk *Rotary Kiln*, bahan batu kapur dihaluskan menjadi partikel-partikel lebih kecil melalui *Jaw Crusher* (C-210). Udara dihisap ke dalam *Rotary Kiln* (B-230) melalui *Blower* (G-231). Setelah melalui proses kalsinasi dalam *Rotary Kiln* (B-230) dihasilkan kapur mentah (*quicklime*) dan gas CO_2 dengan suhu terbaik kalsinasi dalam kiln adalah 1.050°C hingga 1.100°C .

Gas yang keluar dari *Rotary Kiln* (B-230) (sebagian besar berupa CO_2) dialirkan ke dalam *Cyclone* (H-232) untuk menangkap dan memisahkan debu yang terbawa, selanjutnya gas keluar akan didinginkan melalui *Cooler Absorber* (E-313) untuk

menyesuaikan suhu gas sebelum masuk ke dalam kolom *absorber*, selain itu panas hasil pembakaran digunakan untuk memanaskan udara pada unit kalsinasi.

Kapur yang keluar dari *rotary kiln* (B-230) didinginkan dengan *Grate Cooler* (E-233). Udara dihembuskan dari bawah *Grate Cooler* (E-233). Debu yang keluar dari *Grate Cooler* (E-233), ditangkap oleh *Cyclone* (H-234) kemudian debu yang tertangkap akan dilirkan ke *Conveyor* (J-235). Begitu pula dengan aliran padatan keluaran *Grate Cooler* (E-233) akan diteruskan ke *Conveyor* (J-235).

Kemudian melalui *Bucket Elevator* (J-236) disalurkan menuju tangki *lime slaker* (R-240). Air yang masuk dalam *lime slaker* (R-240) berasal dari utilitas pengolahan air proses. Kapur dilarutkan dalam air menjadi *lime milk* yang nantinya dialirkan menuju *Rotary Filter* (H-241) untuk memisahkan granul yang terbentuk. Selanjutnya *lime milk* yang berhasil lolos masuk dalam tangki penampung (F-242). *Lime milk* dialirkan ke Pre-Limer (R-410).

3. *Ammonia Absorption Unit*

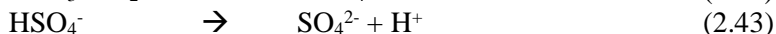
Air laut yang sudah melalui tahap purifikasi mengandung kadar NaCl yang tinggi dijenuhkan dengan uap air menjadi pelarut pada proses absorpsi. Gas dari tangki *Pre-Limer* (R-410) pada *NH₃ recovery section* mengandung CO₂ dan NH₃ dijenuhkan dengan uap air. Absorpsi yang terjadi pada *section* ini adalah NaCl mengabsorp NH₃. Reaksi yang terjadi adalah reaksi eksotermis, melepaskan panas sesuai dengan reaksi berikut:



Larutan NaCl masuk pada kolom absorber (D-310) dari atas dan gas NH₃-CO₂ dari bawah sehingga terjadi kontak secara *counter-current*. Keluaran dari absorpsi amonia akan membentuk *ammoniacal brine* yang kemudian dialirkan ke *Carbonate Column* (D-330).

4. Carbonation Section

Ammoniacal brine atau disebut sebagai *precarbonated liquid* mengalir melalui bagian atas *Carbonate Column* (D-330) sebagai *washing tower*. Gas hasil pembakaran dari *Rotary Kiln* (B-230) masih mengandung SO_2 yang bersifat korosif, sehingga harus dihilangkan menggunakan *Flue Gas Desulphurization* (D-320). Pada proses ini gas dialirkan dari kolom bagian bawah, kemudian dari bagian atas kolom disemprotkan air proses. Dalam proses ini terjadi reaksi berikut:



Kemudian gas keluaran *Flue Gas Desulphurization* (D-320) masuk melalui bagian bawah dari *Carbonate Column* (D-330). *Pre-carbonated liquid* mengalir ke bawah dan berkontak secara *counter-current* dengan gas yang naik dan mengabsorb CO_2 sedikit demi sedikit sehingga dapat memisahkan kristal NH_4HCO_3 setelah dibuat *saturated*, dan mengalir ke bagian bawah *Carbonate Column* (D-330) untuk mengabsorpsi CO_2 lebih lanjut dan membentuk NaHCO_3 kristal yang akan melewati *Rotary Drum Filter* (H-410) dan masuk ke *Calsination Section* (B-520). Sedangkan untuk NH_4Cl akan digunakan di proses NH_3 recovery.

$$\text{NH}_4\text{HCO}_3(\text{aq}) + \text{NaCl}(\text{aq}) \rightarrow \text{NaHCO}_3(\text{s}) + \text{NH}_4\text{Cl}(\text{aq}) \quad (2.41)$$

Exit gas yang ikut dengan sedikit kandungan ammonia yang tidak ikut bereaksi keluar dari bagian atas *Carbonate Column* (D-330) mengalir *exit gas* dan dibuang ke atmosfer.

5. NH_3 Recovery Section

NH_4Cl dari *carbonation section* akan bereaksi dengan *milk of lime* $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dengan reaksi sebagai berikut:



Mother liquor dari *carbonation section* (NH_4Cl) dipompakan ke tangki Pre-Limer (R-340) untuk direaksikan dengan $\text{Ca}(\text{OH})_2$. Hasil reaksi dari *pre-limer* akan menghasilkan gas CO_2 dan NH_3 yang akan terpisah naik untuk selanjutnya masuk

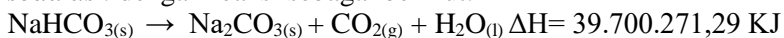
ke dalam kolom absorber pada *Carbonation section* (D-330). Sedangkan untuk CaCl_2 digunakan sebagai *by-product*.

6. *Filtration Section*

Cairan kental (*magma*) dari *carbonation column* masuk ke dalam *rotary drum filter* (H-410). Cairan ini mengandung NaHCO_3 dalam cairan ini berbentuk *solid* dan NH_4Cl berbentuk *liquid*. *Liquid* pada *drum filter* disebut *mother liquor* (dalam hal ini adalah NH_4Cl) akan dilanjutkan masuk ke dalam tangki *Pre-Limer* (R-340). NaHCO_3 yang telah dipisahkan dari *mother liquor* menuju *Rotary Calciner* (B-420) untuk dilanjutkan ke proses kalsinasi membentuk soda ash (*light ash section*).

7. *Calcination Section*

Proses kalsinasi ini merupakan proses dekomposisi *crude bicarbonate* (bikarbonat kotor) melalui pemanasan menjadi *light soda ash* dengan reaksi sebagai berikut:



Proses kalsinasi yang berlangsung dalam *Rotary Calciner* (B-420) beroperasi pada kisaran suhu 180°C . Sumber panas dalam *Rotary Calciner* (B-420) diperoleh dari udara yang dipanaskan dengan menggunakan *steam* pada *heat exchanger* (E-321) hasil pemanfaatan panas gas hasil pembakaran di *Rotary Killn* (B-230) dan dialirkan melalui bagian belakang *Rotary Calciner* (B-420), sehingga proses kalsinasi berjalan secara *counter-current*.

Light soda ash akan dialirkan menggunakan *conveyor* (J-423) menuju *ball mill* (C-430) untuk memperkecil ukuran *granule*. Na_2CO_3 yang terbentuk dan telah diseragamkan ukurannya menggunakan *ball mill* (C-430) diharapkan memiliki ukuran hingga kurang dari 1 mm. *Granule* yang telah berukuran halus akan lolos saat dilewatkan ke *Vibrating screen* (H-431) sedangkan *granule* dengan ukuran yang masih besar akan di *recycle* untuk dimasukkan kembali ke dalam *ball mill* (C-430). Sedangkan *granule* dengan ukuran kurang dari 1 mm akan diangkut menuju *packing unit*.



BAB IV

NERACA MASSA DAN ENERGI

IV.1 Neraca Massa

Perhitungan neraca massa merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Dari neraca massa dapat ditentukan kapasitas produksi, kebutuhan bahan baku menggunakan *Spread Sheet*.

Perhitungan neraca massa menggunakan neraca massa komponen dan neraca massa *overall*. Dalam perhitungan ini berlaku teori hukum Kekekalan Massa dengan asumsi aliran *steady state*. Maka rumus yang digunakan :

$$\text{Aliran Massa Input} + (\text{Generasi} - \text{Konsumsi}) - \text{Aliran Massa Output} = \text{Akumulasi} \quad (4.1)$$

Karena aliran *steady state*, maka reaksi menjadi :

$$\text{Aliran Massa Input} + (\text{Generasi} - \text{Konsumsi}) - \text{Aliran Massa Output} = 0 \quad (4.2)$$

Apabila tidak terjadi reaksi, maka generasi = konsumsi = 0, sehingga :

$$\text{Aliran Massa Input} = \text{Aliran Massa Output} \quad (4.3)$$

Neraca Massa Pabrik Soda Abu ini dihitung dengan data-data sebagai berikut :

- Kapasitas Produksi (tahun) : 185.000 ton/tahun
- Basis : 10000 kg/jam
- Kapasitas Na₂CO₃ : 5450,43 kg/jam

- Kapasitas Na₂CO₃ yang diinginkan : 23358,59 kg/jam

- Sehingga,
 - Kebutuhan NaCl :
$$\frac{10.000 \text{ kg/jam} \times 23358,59 \text{ kg/jam}}{5450,43 \text{ kg/jam}}$$
 - : 42.856,541 Kg
- Dengan Waktu Operasi :
 - 1 tahun : 330 hari
 - 1 hari : 24 jam/hari

Pada proses produksi soda abu menggunakan bahan baku yaitu garam rakyat, air proses dan batu kapur. Komposisi bahan baku tersebut dapat dilihat pada **Tabel 3.1, Tabel 3.2 dan Tabel 3.3.**

Tabel IV.1 Data Komposisi Garam Rakyat

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
|-------------------|--------------|-------------------|
| NaCl | 0,856 | 36.685,199 |
| CaSO ₄ | 0,010 | 437,137 |
| MgCl ₂ | 0,026 | 1.097,127 |
| MgSO ₄ | 0,008 | 347,138 |
| Impuritas | 0,006 | 248,568 |
| H ₂ O | 0,094 | 4.041,372 |
| TOTAL | 1 | 42.856,541 |

Sumber : Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry

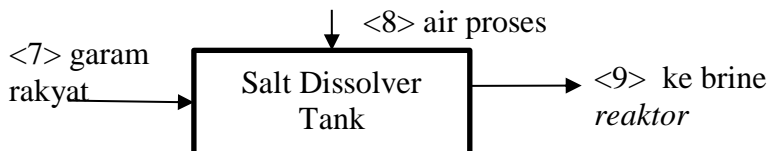
Tabel IV.2 Data Komposisi Batu Kapur

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
|-------------------|--------------|-------------------|
| CaCO ₃ | 0.930 | 29.160,030 |
| Impuritas | 0.050 | 1.567,744 |
| H ₂ O | 0.020 | 627,097 |
| TOTAL | 1 | 31.354,871 |

Sumber : Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry

IV.1.1 Brine Purification Section

1. Dissolver Tank (M-120)



Gambar IV.1 Blok Diagram *Dissolver Tank* (M-120)

Fungsi : Melarutkan garam rakyat dengan air proses.

Tekanan Operasi : 1 atm

Temperatur Operasi : 30 °C

Asumsi : Tidak terjadi reaksi

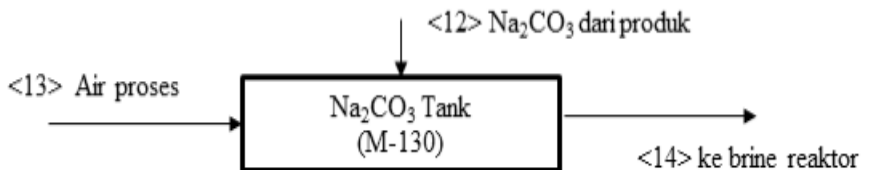
Neraca massa *Dissolver Tank* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.3 Neraca Massa Salt Dissolver Tank (M-120)

| Neraca Massa <i>Salt Dissolver Tank</i> | | | | | |
|---|--------------|------------|------------------------------|--------------|------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <7> Garam Rakyat | | | Alliran <9> ke Brine Reaktor | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| NaCl | 0,8560 | 36.685 | NaCl | 0,2549 | 36.685,20 |
| CaSO ₄ | 0,0102 | 437 | CaSO ₄ | 0,0030 | 437,14 |
| MgCl ₂ | 0,0256 | 1.097 | MgCl ₂ | 0,0076 | 1.097,13 |
| MgSO ₄ | 0,0081 | 347 | MgSO ₄ | 0,0024 | 347,14 |
| Impurities | 0,0058 | 249 | Impurities | 0,0017 | 248,57 |
| H ₂ O | 0,0943 | 4.041 | H ₂ O | 0,7303 | 105.102,5 |

| | | | | | |
|---------------------------|--------------|------------------|----------------------------|---|------------------|
| Total <7> | 1 | 42.857 | Total <9> | 1 | 143.917,6 |
| Aliran <8> Air Proses | | | | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | | | |
| H ₂ O | 1 | 101.061,1 | | | |
| Total <8> | 1 | 101.061,1 | | | |
| Total Aliran Masuk | | 143.917,6 | Total Aliran Keluar | | 143.917,6 |

2. Na₂CO₃ Tank (M-130)



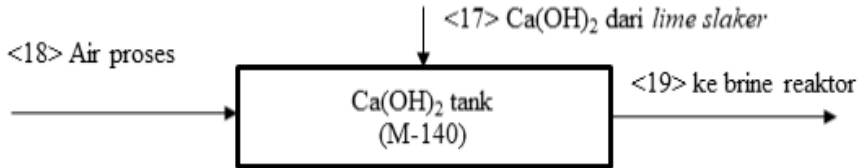
Gambar IV.2 Blok Diagram Na₂CO₃ Tank (M-130)

Fungsi : Melarutkan Na₂CO₃ dengan H₂O
 Tekanan Operasi : 1 atm
 Temperatur Operasi : 30 °C
 Asumsi : Tidak terjadi reaksi
 Neraca massa Na₂CO₃ Tank hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.4 Neraca Massa Na_2CO_3 Tank (M-130)

| Neraca Massa Na ₂ CO ₃ Tank | | | | | |
|---|--------------|------------|-------------------------------------|--------------|------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <12> Na ₂ CO ₃ dari produk | | | Aliran <14> ke <i>Brine Reactor</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| Na ₂ CO ₃ | 0,9996 | 647,348 | Na ₂ CO ₃ | 0,0741 | 647,348 |
| H ₂ O | 0,0003 | 0,170 | H ₂ O | 0,9259 | 8.091,85 |
| Impuritas | 0,0001 | 0,085 | Impuritas | 0,0000 | 0,085 |
| Total <12> | 1 | 647,60 | Total <14> | 1 | 8.739,28 |
| | | | | | |
| Aliran <13> Air Proses | | | | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | | | |
| H ₂ O | 1 | 8.091,68 | | | |
| Total <13> | 1 | 8.091,68 | | | |
| Total Aliran Masuk | | 8.739,28 | Total Aliran Keluar | | 8.739,28 |

3. Ca(OH)_2 Tank (M-140)



Gambar IV.3 Blok Diagram Ca(OH)_2 Tank (M-140)

Fungsi : Menampung larutan Ca(OH)_2 dari lime slaker sebelum masuk ke *brine reactor*
 Tekanan Operasi : 1 atm
 Temperatur Operasi : 30 °C
 Asumsi : Tidak terjadi reaksi

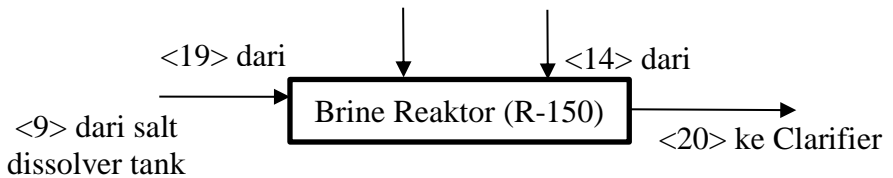
Neraca massa Ca(OH)_2 Tank hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.5 Neraca Massa Ca(OH)_2 Tank (M-140)

| Neraca Massa Ca(OH)_2 Tank | | | | | |
|--|--------------|------------|------------------------------|--------------|------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <17> Ca(OH)_2 dari Lime Slaker | | | Aliran <19> ke Brine Reactor | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| Ca(OH)_2 | 0,3112 | 1.068,67 | Ca(OH)_2 | 0,1561 | 1.068,67 |
| H_2O | 0,6888 | 2.365,78 | H_2O | 0,8439 | 5.776,61 |
| Total <17> | 1 | 3.434,45 | Total <19> | 1 | 6.845,28 |
| | | | | | |

| | | |
|---------------------------|-----------------|----------------------------|
| Aliran <18> Air Proses | | |
| H ₂ O | 1 | 3.410,82 |
| Total <18> | 1 | 3.410,82 |
| | | |
| Total Aliran Masuk | 6.845,28 | Total Aliran Keluar |
| | | 6.845,28 |

4. *Brine Reactor* (R-150)



Gambar IV.4 Blok Diagram Sistem *Brine Reactor* (R-150)

Fungsi : Pemurnian NaCl dari impuritas dengan air laut dan ditambahkan Ca(OH)₂ dan Na₂CO₃

Tekanan Operasi : 1 atm

Temperatur Operasi : 30 °C

Reaksi yang terjadi :



Neraca massa *Brine Reactor* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.6 Generasi dan Konsumsi pada *Brine Reactor* (R-150)

| Komponen | BM | Konsumsi | | Generasi | |
|---------------------------------|-----|----------------|-----------------|--------------|-----------------|
| | | Kmol | Massa (kg) | Kmol | Massa (kg) |
| MgSO ₄ | 120 | 2,8928 | 347,1380 | 0 | 0 |
| Ca(OH) ₂ | 74 | 14,4415 | 1.068,6730 | 0 | 0 |
| Na ₂ CO ₃ | 106 | 6,1071 | 647,3480 | 0 | 0 |
| MgCl ₂ | 95 | 11,5487 | 1.097,1274 | 0 | 0 |
| CaSO ₄ | 136 | 6,1071 | 830,5598 | 2,8928 | 393,4230 |
| Mg(OH) ₂ | 58 | 0 | 0 | 14,4415 | 837,6085 |
| CaCl ₂ | 111 | 0 | 0 | 11,5487 | 1.281,9068 |
| CaCO ₃ | 100 | 0 | 0 | 6,1071 | 610,7057 |
| Na ₂ SO ₄ | 142 | 0 | 0 | 6,1071 | 867,2021 |
| Total | | 41,0972 | 3.990,85 | 41,10 | 3.990,85 |

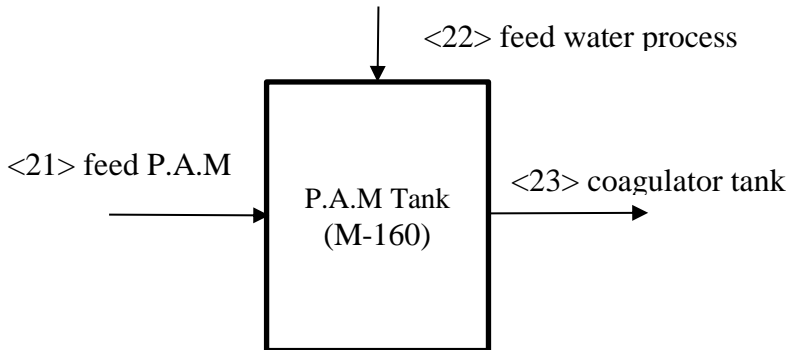
Tabel IV.7 Neraca Massa *Brine Reactor* (R-150)

| Neraca Massa Brine Reactor | | | | | |
|---------------------------------------|--------------|------------|------------------------------|--------------|------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <9> <i>Salt Dissolver Tank</i> | | | Aliran <20> <i>Clarifier</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| NaCl | 0,2549 | 36.685,19 | NaCl | 0,2300 | 36.685,19 |
| CaSO ₄ | 0,0030 | 437,13 | CaSO ₄ | 0,0000 | 0 |
| MgCl ₂ | 0,0076 | 1.097,12 | MgCl ₂ | 0,0000 | 0 |
| MgSO ₄ | 0,0024 | 347,13 | MgSO ₄ | 0,0000 | 0 |
| Impuritas | 0,0017 | 248,56 | Impuritas | 0,0016 | 248,65 |

| | | | | | |
|--|--------------|------------|---------------------------------|--------|-----------|
| H ₂ O | 0,7303 | 105.102,5 | H ₂ O | 0,7459 | 118.970,9 |
| Total <9> | 1 | 143.917,6 | Na ₂ CO ₃ | 0,0000 | 0 |
| | | | Ca(OH) ₂ | 0,0000 | 0 |
| | | | CaCO ₃ | 0,0038 | 610,70 |
| | | | Mg(OH) ₂ | 0,0053 | 837,60 |
| Aliran <14> Na ₂ CO ₃ Tank | | | CaCl ₂ | 0,0080 | 1.281,90 |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Na ₂ SO ₄ | 0,0054 | 867,20 |
| Na ₂ CO ₃ | 0,0741 | 647,34 | Total <20> | 1 | 159.502,2 |
| H ₂ O | 0,9259 | 8.091,85 | | | |
| Impuritas | 0,0000 | 0,0854 | | | |
| Total <14> | 1 | 8.739,28 | | | |
| | | | | | |
| Aliran <19> Ca(OH) ₂ Tank | | | | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | | | |
| Ca(OH) ₂ | 0,1561 | 1.068,67 | | | |
| H ₂ O | 0,8439 | 5.776,61 | | | |
| Total <19> | 1 | 6.845,28 | | | |
| Total Aliran Masuk | | 159.502,2 | Total Aliran Keluar | | 159.502,2 |

$$\begin{array}{rcl}
 \text{Massa Masuk} + \text{Generasi} & = & \text{Massa Keluar} + \text{Konsumsi} \\
 159.502,26 \text{ kg} + 3.990,85 \text{ kg} & = & 159.502,26 \text{ kg} + 3.990,85 \text{ kg} \\
 \mathbf{163.493 \text{ kg}} & = & \mathbf{163.493 \text{ kg}}
 \end{array}$$

5. P.A.M Tank (M-160)



Gambar IV.5 Blok Diagram Sistem P.A.M Tank (M-160)

Fungsi : Melarutkan P.A.M menjadi larutan P.A.M sebagai koagulan

Tekanan Operasi : 1 atm

Temperatur Operasi : 30 °C

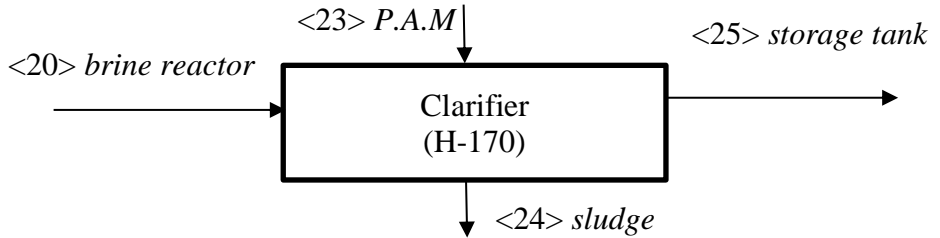
Asumsi : Tidak terjadi reaksi

Neraca massa P.A.M Tank hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.8 Neraca Massa P.A.M Tank (M-160)

| Neraca Massa P.A.M Tank | | | | | |
|----------------------------------|--------------|-----------------|------------------------------|--------------|-----------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <21> <i>feed P.A.M</i> | | | Aliran <23> <i>Clarifier</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| P.A.M | 1 | 1,3926 | P.A.M | 0,0113 | 1,3926 |
| Total <21> | 1 | 1,3926 | H2O | 0,9887 | 122,2376 |
| | | | Total <23> | 1 | 123,6302 |
| Aliran <22> <i>water process</i> | | | | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | | | |
| H2O | 1 | 122,2376 | | | |
| Total <22> | 1 | 122,2376 | | | |
| Total Aliran Masuk | | 123,6302 | Total Aliran Keluar | | 123,6302 |

6. Clarifier (H-170)



Gambar IV.6 Blok Diagram Sistem Clarifier (H-170)

Fungsi : Memisahkan pengotor dan purified brine

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi :

- Tidak terjadi reaksi
- Pengotor terendapkan = 90%
- Liquid (H₂O dan NaCl) terbawa reject = 10%

Neraca massa Clarifier hasil perhitungan Appendix A :

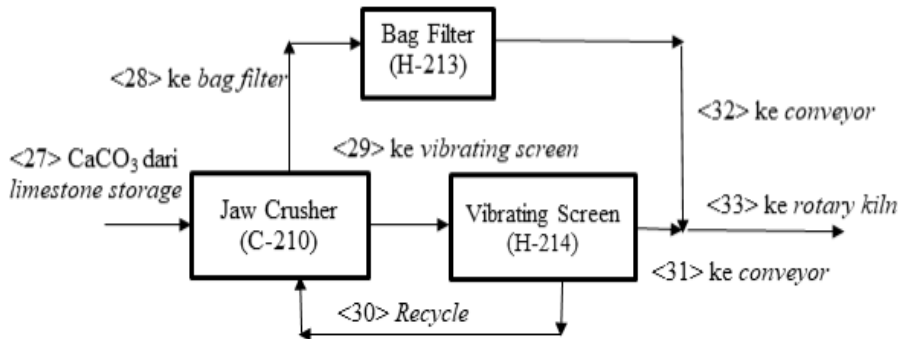
Tabel IV.9 Neraca Massa Clarifier (H-170)

| Neraca Massa Clarifier | | | | | |
|---------------------------|--------------|------------|--------------------------|--------------|------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <20> Brine reactor | | | Aliran <25> Storage Tank | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| NaCl | 0,230 | 36.685,2 | NaCl | 0,235 | 33.016,7 |
| H ₂ O | 0,746 | 118.971,0 | H ₂ O | 0,762 | 107.184 |
| Mg(OH) ₂ | 0,005 | 837,6 | Mg(OH) ₂ | 0,001 | 83,761 |

| | | | | | |
|---------------------------------|--------------|------------------|---------------------------------|--------------|------------------|
| CaCl ₂ | 0,008 | 1.281,9 | CaCl ₂ | 0,001 | 128,191 |
| Na ₂ SO ₄ | 0,005 | 867,2 | Na ₂ SO ₄ | 0,001 | 86,720 |
| CaCO ₃ | 0,004 | 610,7 | CaCO ₃ | 0,000 | 61,071 |
| Ca(OH) ₂ | 0,000 | 0,0 | Ca(OH) ₂ | 0,000 | 0,000 |
| Na ₂ CO ₃ | 0,000 | 0,0 | Na ₂ CO ₃ | 0,000 | 0,000 |
| Impuritas | 0,002 | 248,7 | Impuritas | 0,000 | 24,865 |
| Total <20> | 1 | 159.502,2 | P.A.M | 0,000 | 0,139 |
| | | | Total <25> | 1 | 140.5 |
| Aliran <23> <i>P.A.M tank</i> | | | Aliran <24> <i>sludge</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| P.A.M | 0,011 | 1,4 | NaCl | 0,193 | 3.668,52 |
| H ₂ O | 0,989 | 122,2 | H ₂ O | 0,625 | 11.909,32 |
| Total <23> | 1,000 | 123,6 | Mg(OH) ₂ | 0,040 | 753,84 |
| | | | CaCl ₂ | 0,061 | 1.153,71 |
| | | | Na ₂ SO ₄ | 0,041 | 780,48 |
| | | | CaCO ₃ | 0,029 | 549,63 |
| | | | Ca(OH) ₂ | 0,000 | 0,000 |
| | | | Na ₂ CO ₃ | 0,000 | 0,000 |
| | | | Impuritas | 0,012 | 223,78 |
| | | | P.A.M | 0,000 | 1,25 |
| | | | Total <24> | 1 | 19.040,56 |
| Total Aliran Masuk | | 159.625,8 | Total Aliran Keluar | | 159.625,8 |

IV.1.2 Limestone Section

1. Roll Crusher (C-210), Conveyor (J-214) dan Bag Filter (H-213)



Gambar IV.7 Blok Diagram Sistem Jaw Crusher (C-210), Vibrating Screen (H-214) dan Bag Filter (H-213)

- | | | |
|---------------------------------|---|--|
| Fungsi Jaw Crusher (C-210) | : | Menyeragamkan ukuran padatan CaCO_3 menjadi lebih kecil |
| Fungsi Vibrating Screen (H-214) | : | Mengayak CaCO_3 dengan ukuran 70 mm dimana partikel yang tidak lolos akan dikembalikan ke dalam jaw crusher |
| Fungsi Bag Filter (H-213) | : | Menangkap debu yang beterbangan dari jaw crusher |

Asumsi :

- Dust Lost = 10%
- Partikel Oversize direcycle = 4% (>70 mm)
- Tidak terjadi reaksi

Neraca massa Jaw Crusher hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.10 Neraca Massa *Jaw Crusher* (C-210)

| Neraca Massa <i>Jaw Crusher</i> | | | | | |
|--|--------------|------------------|--|--------------|------------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <27> CaCO ₃ dari <i>Lime Storage</i> | | | Aliran <29> ke <i>Vibrating Screen</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| CaCO ₃ | 0,930 | 29.160,03 | CaCO ₃ | 0,930 | 27.224,09 |
| Impuritas | 0,050 | 1.567,74 | Impuritas | 0,050 | 1.463,66 |
| H ₂ O | 0,020 | 627,09 | H ₂ O | 0,020 | 585,46 |
| Total <27> | 1 | 31.354,87 | Total <29> | 1 | 29.273,22 |
| | | | | | |
| Aliran <30> dari <i>Recycle</i> | | | Aliran <31> ke <i>Bag Filter</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| CaCO ₃ | 0,930 | 1.088,96 | CaCO ₃ | 0,930 | 3.024,89 |
| Impuritas | 0,050 | 58,54 | Impuritas | 0,050 | 162,62 |
| H ₂ O | 0,020 | 23,41 | H ₂ O | 0,020 | 65,05 |
| Total <30> | 1 | 1.170,92 | Total <31> | 1 | 3.252,58 |
| Total Aliran Masuk | | 32.525,80 | Total Aliran Keluar | | 32.525,80 |

Neraca massa *Bag Filter* hasil perhitungan Appendiks A :

Tabel IV.11 Neraca Massa *Bag Filter* (H-213)

| Neraca Massa <i>Bag Filter</i> | | | | | |
|---------------------------------------|--------------|------------------|--------------------------------|--------------|------------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <28> dari <i>Jaw Crusher</i> | | | Aliran <32> ke <i>Conveyor</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| CaCO ₃ | 0,930 | 3.024,899 | CaCO ₃ | 0,930 | 3.024,899 |
| Impuritas | 0,050 | 162,629 | Impuritas | 0,050 | 162,629 |
| H ₂ O | 0,020 | 65,052 | H ₂ O | 0,020 | 65,052 |
| Total <28> | 1 | 3.252,580 | Total <32> | 1 | 3.252,580 |
| Total Aliran Masuk | | 3.252,580 | Total Aliran Keluar | | 3.252,580 |

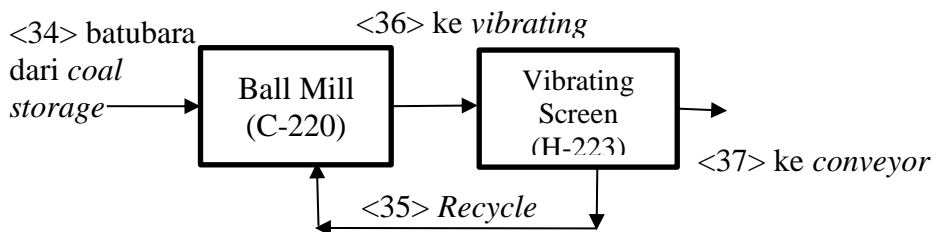
Neraca massa *Conveyor* hasil perhitungan Appendiks A :

Tabel IV.12 Neraca Massa *Neraca Massa Vibrating Screen* (H-214)

| Neraca Massa <i>Vibrating Screen</i> | | | | | |
|---|--------------|------------|-----------------------------|--------------|------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <29> dari <i>Jaw Crusher</i> | | | Aliran <31> <i>conveyor</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| CaCO ₃ | 0,930 | 27.224,094 | CaCO ₃ | 0,930 | 26.135,131 |
| Impuritas | 0,050 | 1.463,661 | Impuritas | 0,050 | 1.405,115 |
| H ₂ O | 0,020 | 585,464 | H ₂ O | 0,020 | 562,046 |
| Total <29> | 1 | 29.273,220 | Total <31> | 1 | 28.102,291 |
| | | | Aliran <30> <i>Recycle</i> | | |

| | | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
|---------------------------|-------------------|----------------------------|--------------|-------------------|
| | | CaCO ₃ | 0,930 | 1.088,964 |
| | | Impuritas | 0,050 | 58,546 |
| | | H ₂ O | 0,020 | 23,419 |
| | | Total <30> | 1 | 1.170,929 |
| Total Aliran Masuk | 29.273,220 | Total Aliran Keluar | | 29.273,220 |

2. Ball Mill (C-220) dan Vibrating Screen (H-223)



Gambar IV.8 Blok Diagram Sistem Ball Mill (C-220) dan Vibrating Screen (H-223)

- Fungsi Ball Mill (C-220) : Menyeragamkan ukuran padatan batubara menjadi lebih kecil
- Fungsi Vibrating Screen (H-223) : Mengayak batubara dengan ukuran 10 mesh dimana partikel yang tidak lolos akan dikembalikan ke dalam ball mill

Asumsi :

- Partikel Oversize direcycle = 4% (>10 mesh)
- Tidak terjadi reaksi

Neraca massa Ball Mill hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.13 Neraca Massa Ball Mil (C-220)

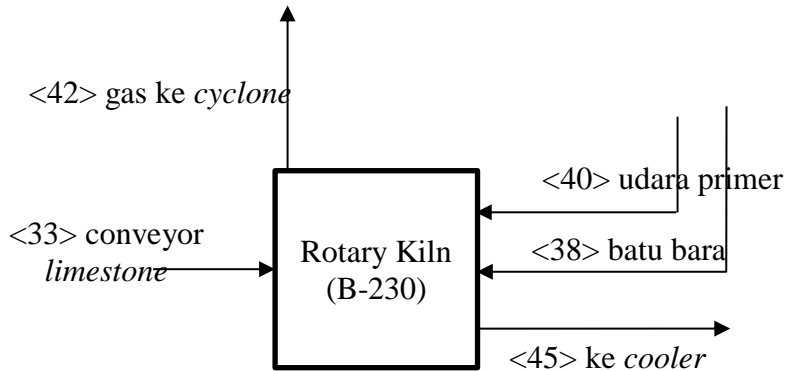
| Neraca Massa <i>Ball Mill</i> | | | | | |
|---|--------------|-------------------|--|--------------|-------------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <34> batubara dari <i>Coal Storage</i> | | | Aliran <36> ke <i>Vibrating Screen</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| Carbon | 0,504 | 6.604,003 | Carbon | 0,504 | 6.879,170 |
| Hidrogen | 0,034 | 442,536 | Hidrogen | 0,034 | 460,975 |
| Nitrogen | 0,008 | 109,979 | Nitrogen | 0,008 | 114,562 |
| Sulfur | 0,002 | 28,804 | Sulfur | 0,002 | 30,004 |
| Oksigen | 0,193 | 2.530,836 | Oksigen | 0,193 | 2.636,288 |
| H2O | 0,128 | 1.681,114 | H2O | 0,128 | 1.751,161 |
| Ash | 0,130 | 1.695,516 | Ash | 0,130 | 1.766,163 |
| Total <34> | 1 | 13.092,790 | Total <36> | 1 | 13.638,323 |
| Aliran <35> dari <i>Recycle</i> | | | | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | | | |
| Carbon | 0,504 | 275,167 | | | |
| Hidrogen | 0,034 | 18,439 | | | |
| Nitrogen | 0,008 | 4,582 | | | |
| Sulfur | 0,002 | 1,200 | | | |
| Oksigen | 0,193 | 105,452 | | | |
| H2O | 0,128 | 70,046 | | | |
| Ash | 0,130 | 70,647 | | | |
| Total <35> | 1 | 545,533 | | | |
| Total Aliran Masuk | | 13.638,323 | Total Aliran Keluar | | 13.638,323 |

Neraca massa *Vibrating Screen* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.14 Neraca Massa *Vibrating Screen* (H-223)

| Neraca Massa <i>Vibrating Screen</i> | | | | | |
|---|--------------|-------------------|---------------------------------|--------------|-------------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <36> batubara dari <i>Ball Mill</i> | | | Aliran <37> ke <i>Conveyor</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| Carbon | 0,504 | 6.879,170 | Carbon | 0,504 | 6.604,003 |
| Hidrogen | 0,034 | 460,975 | Hidrogen | 0,034 | 442,536 |
| Nitrogen | 0,008 | 114,562 | Nitrogen | 0,008 | 109,979 |
| Sulfur | 0,002 | 30,004 | Sulfur | 0,002 | 28,804 |
| Oksigen | 0,193 | 2.636,288 | Oksigen | 0,193 | 2.530,836 |
| H2O | 0,128 | 1.751,161 | H2O | 0,128 | 1.681,114 |
| Ash | 0,130 | 1.766,163 | Ash | 0,130 | 1.695,516 |
| Total <36> | 1 | 13.638,323 | Total <37> | 1 | 13.092,790 |
| | | | Aliran <35> ke <i>Ball Mill</i> | | |
| | | | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| | | | Carbon | 0,504 | 275,167 |
| | | | Hidrogen | 0,034 | 18,439 |
| | | | Nitrogen | 0,008 | 4,582 |
| | | | Sulfur | 0,002 | 1,200 |
| | | | Oksigen | 0,193 | 105,452 |
| | | | H2O | 0,128 | 70,046 |
| | | | Ash | 0,130 | 70,647 |
| | | | Total <35> | 1 | 545,533 |
| Total Aliran Masuk | | 13.638,323 | Total Aliran Keluar | | 13.638,323 |

3. Rotary Kiln (B-230)



Gambar IV.9 Blok Diagram Sistem *Rotary Kiln* (B-230)

Fungsi : Dekomposisi thermal dari CaCO_3 menjadi CaO dan CO_2

Asumsi :

- Dari reaksi stoikiometri : Mol $\text{CaCO}_3 = \frac{1}{2}$ Mol NaCl
- Konversi Reaksi : 99%
- Menuju *cyclone* : 2%
- Excess Udara : 7%
- Pembakaran Batubara Sempurna

Reaksi yang terjadi :



Neraca massa *Rotary Kiln* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.15 Generasi hasil reaksi

| Komponen | Kmol | BM | Massa (kg) |
|------------------|-----------------|----|--------------------|
| H ₂ O | 221,2682 | 18 | 3.982,8267 |
| CO ₂ | 550,3336 | 44 | 24.214,6787 |
| SO ₂ | 0,9001 | 64 | 57,6083 |
| Total | 772,5019 | | 28.255,1137 |

Tabel IV.16 Konsumsi reaksi

| Komponen | Kmol | BM | Massa (kg) |
|--------------|-------------------|----|--------------------|
| Carbon | 550,3336 | 12 | 6.604,0033 |
| Hidrogen | 221,2682 | 2 | 442,5363 |
| Sulfur | 0,9001 | 32 | 28,8041 |
| Oksigen | 661,8678 | 32 | 21.179,7700 |
| Total | 1.434,3697 | | 28.255,1137 |

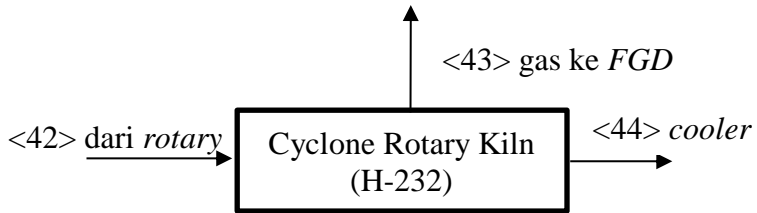
Tabel IV.17 Neraca Massa *Rotary Kiln* (B-230)

| Neraca Massa <i>Rotary Kiln</i> | | | | | |
|--|--------------|------------|---------------------|--------------|-------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <38> batu bara | | | Aliran <42> cyclone | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| Carbon | 0,504 | 6.604 | H ₂ O | 0,0513 | 6.291,0384 |
| Hidrogen | 0,034 | 443 | CO ₂ | 0,3009 | 36.916,7878 |
| Nitrogen | 0,008 | 110 | SO ₂ | 0,0005 | 57,6083 |
| Sulfur | 0,002 | 29 | O ₂ | 0,0334 | 4.092,9463 |
| O ₂ | 0,193 | 2.531 | N ₂ | 0,6111 | 74.968,6676 |
| H ₂ O | 0,128 | 1.681 | CaCO ₃ | 0,0000 | 5,832 |
| Ash | 0,1295 | 1.696 | Impuritas | 0,0003 | 31,355 |
| Total <38> | 1 | 13.093 | CaO | 0,0026 | 323,326 |

| | | | | | |
|---------------------------------------|--------------|-------------------|----------------------------|--------------|--------------------|
| | | | Total <42> | 1 | 122.687,562 |
| Aliran <40> Udara | | | Aliran <45> <i>cooler</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| O ₂ | 0,233 | 22.741,880 | CaCO ₃ | 0,0148 | 285,768 |
| N ₂ | 0,767 | 74.858,688 | Impuritas | 0,0794 | 1.536,389 |
| Total <40> | 1 | 97.600,568 | CaO | 0,8183 | 15.842,994 |
| | | | Ash | 0,0876 | 1.695,516 |
| Aliran <33> <i>Conveyor Limestone</i> | | | Total <45> | 1 | 19.360,668 |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | | | |
| CaCO ₃ | 0,930 | 29.160,030 | | | |
| Impuritas | 0,050 | 1.567,744 | | | |
| H ₂ O | 0,020 | 627,097 | | | |
| Total <33> | 1 | 31.354,871 | | | |
| Total Aliran Masuk | | 142.048,23 | Total Aliran Keluar | | 142.048,229 |

$$\begin{aligned}
 \text{Massa Masuk} + \text{Generasi} &= \text{Massa Keluar} + \text{Konsumsi} \\
 142.048,23 \text{ kg} + 28.255,1 \text{ kg} &= 142.048,23 \text{ kg} + 28.255,1 \text{ kg} \\
 \mathbf{170.303,343} \quad \mathbf{kg} &= \mathbf{170.303,343} \quad \mathbf{kg}
 \end{aligned}$$

4. *Cyclone Rotary Kiln (H-232)*



Gambar IV.10 Blok Diagram Sistem *Cyclone Rotary Kiln (H-232)*

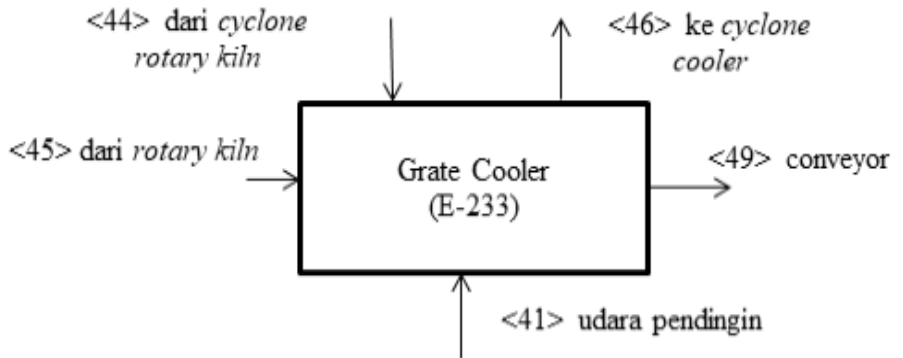
- Fungsi : Memisahkan gas dan debu dari *rotary kiln*
- Tekanan Operasi : 1 atm
- Asumsi :
- Efisiensi *Cyclone* : 99%
 - Tidak terjadi reaksi

Neraca massa *Cyclone Rotary Kiln* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.18 Neraca Massa *Cyclone Rotary Kiln* (H-232)

| Neraca Massa <i>Cyclone Rotary Kiln</i> | | | | | |
|--|--------------|-------------------|---|--------------|-------------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <42> dari <i>rotary kiln</i> | | | Aliran <43> gas ke <i>flue gas desulphurization</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| H ₂ O | 0,0513 | 6.291,038 | H ₂ O | 0,0514 | 6.291,038 |
| CO ₂ | 0,3009 | 36.916,788 | CO ₂ | 0,3018 | 36.916,788 |
| SO ₂ | 0,0005 | 57,608 | SO ₂ | 0,0005 | 57,608 |
| O ₂ | 0,0334 | 4.092,946 | O ₂ | 0,0335 | 4.093 |
| N ₂ | 0,6111 | 74.968,668 | N ₂ | 0,6128 | 74.969 |
| CaCO ₃ | 0,0000 | 5,832 | CaCO ₃ | 0,0000 | 0,058 |
| Impuritas | 0,0003 | 31,355 | Impuritas | 0,0000 | 0,314 |
| CaO | 0,0026 | 323,326 | CaO | 0,0000 | 3,233 |
| Total <42> | 1 | 122.687,562 | Total <43> | 1 | 122.330,653 |
| | | | Aliran <44> ke <i>cooler</i> | | |
| | | | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| | | | CaCO ₃ | 0,0162 | 5,774 |
| | | | Impuritas | 0,0870 | 31,041 |
| | | | CaO | 0,8969 | 320,09 |
| | | | Total <44> | 1,0000 | 356,908 |
| Total Aliran Masuk | | 122.687,56 | Total Aliran Keluar | | 122.687,56 |

5. Grate Cooler (E-233)



Gambar IV.11 Blok Diagram Sistem *Grate Cooler* (E-233)

Fungsi : Mendinginkan keluaran *rotary kiln*

Asumsi :

- Menuju *Cyclone* : 2%
- Tidak terjadi reaksi

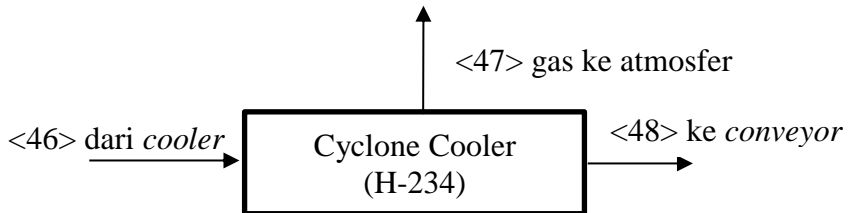
Neraca massa *Grate Cooler* hasil perhitungan Appendiks A :

Tabel IV.19 Neraca Massa Grate Cooler (E-233)

| Neraca Massa Grate Cooler | | | | | |
|---|--------------|------------|--------------------------------------|--------------|------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <45> dari <i>Rotary Kiln</i> | | | Aliran <46> ke <i>Cyclone Cooler</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| CaCO ₃ | 0,015 | 285,77 | CaCO ₃ | 0,00001 | 5,83 |
| Impuritas | 0,079 | 1.536,39 | Impuritas | 0,00008 | 31,35 |
| CaO | 0,818 | 15.842,99 | CaO | 0,00078 | 323,26 |
| Ash | 0,088 | 1.695,52 | Ash | 0,00008 | 33,91 |
| Total <45> | 1 | 19.360,67 | O ₂ | 0,20980 | 87.215,68 |
| | | | N ₂ | 0,78925 | 328.097,09 |
| Aliran <44> dari <i>Cyclone Rotary Kiln</i> | | | Total <46> | 1,000 | 415.707,13 |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | | | |
| CaCO ₃ | 0,016 | 5,77 | Aliran <49> ke <i>Conveyor</i> | | |
| Impuritas | 0,087 | 31,04 | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| CaO | 0,897 | 320,09 | CaCO ₃ | 0,0148 | 285,71 |
| Total <44> | 1 | 356,91 | Impuritas | 0,0795 | 1.536,08 |
| | | | CaO | 0,8197 | 15.839,83 |
| | | | Ash | 0,0860 | 1.661,61 |
| | | | Total <49> | 1,000 | 19.323,22 |
| Aliran <41> udara pendingin | | | | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | | | |

| | | | | |
|---------------------------|-------|-------------------|----------------------------|-------------------|
| O ₂ | 0,210 | 87.215,68 | | |
| N ₂ | 0,790 | 328.097,09 | | |
| Total <41> | 1 | 415.312,77 | | |
| Total Aliran Masuk | | 435.030,35 | Total Aliran Keluar | 435.030,35 |

6. Cyclone Cooler (H-234)



Gambar IV.12 Blok Diagram Sistem *Cyclone Cooler* (H-234)

Fungsi : Memisahkan gas dan debu dari *cooler*

Asumsi :

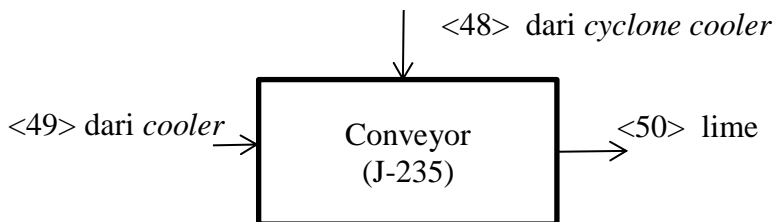
- Effisiensi *Cyclone* : 99%
- Tidak terjadi reaksi

Neraca massa *Cyclone Cooler* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.20 Neraca Massa *Cyclone Rotary Kiln* (H-234)

| Neraca Massa <i>Cyclone Rotary Kiln</i> | | | | | |
|--|--------------|-------------------|--------------------------------|--------------|-------------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <46> dari <i>cooler</i> | | | Aliran <47> gas ke atmosfer | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| CaCO ₃ | 0,0000 | 5,83 | CaCO ₃ | 0,000 | 0,06 |
| Impuritas | 0,0001 | 31,35 | Impuritas | 0,000 | 0,31 |
| CaO | 0,0008 | 323,26 | CaO | 0,000 | 3,23 |
| Ash | 0,0001 | 33,91 | Ash | 0,000 | 0,34 |
| O ₂ | 0,2098 | 87.215,68 | O ₂ | 0,210 | 87.215,68 |
| N ₂ | 0,7893 | 328.097,09 | N ₂ | 0,790 | 328.097,09 |
| Total <46> | 1,000 | 415.707,13 | Total <47> | 1,000 | 415.316,72 |
| | | | Aliran <48> ke <i>conveyor</i> | | |
| | | | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| | | | CaCO ₃ | 0,015 | 5,7725 |
| | | | Impuritas | 0,079 | 31,0351 |
| | | | CaO | 0,820 | 320,0291 |
| | | | Ash | 0,086 | 33,5712 |
| | | | Total <48> | 1,000 | 390,41 |
| Total Aliran Masuk | | 415.707,13 | Total Aliran Keluar | | 415.707,13 |

7. Conveyor (J-235)



Gambar IV.13 Blok Diagram Sistem Conveyor (J-235)

Fungsi : Alat transportasi CaO dari rotary kiln ke *lime slaker*

Asumsi : Tidak terjadi reaksi

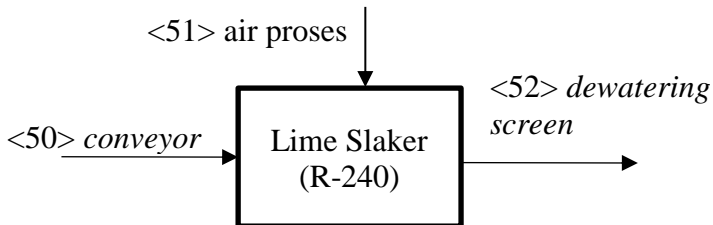
Neraca massa Conveyor hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.21 Neraca Massa Conveyor (J-235)

| Neraca Massa Conveyor | | | | | |
|---------------------------------|--------------|------------|-------------------------|--------------|------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <49> dari Cooler | | | Aliran <50> Lime slaker | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| CaCO ₃ | 0,0148 | 285,711 | CaCO ₃ | 0,0148 | 291,484 |
| Impuritas | 0,0795 | 1.536,081 | Impuritas | 0,0795 | 1.567,117 |
| CaO | 0,8197 | 15.839,826 | CaO | 0,8197 | 16.159,855 |
| Ash | 0,0860 | 1.661,606 | Ash | 0,0860 | 1.695,177 |
| Total <49> | 1 | 19.323,224 | Total <50> | 1 | 19.713,632 |
| Aliran <48> dari cyclone cooler | | | | | |

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | | |
|---------------------------|--------------|-------------------|----------------------------|-------------------|
| CaCO ₃ | 0,0148 | 5,773 | | |
| Impuritas | 0,0795 | 31,035 | | |
| CaO | 0,8197 | 320,029 | | |
| Ash | 0,0017 | 33,571 | | |
| Total <48> | 1 | 390,408 | | |
| Total Aliran Masuk | | 19.713,632 | Total Aliran Keluar | 19.713,632 |

8. *Lime Slaker* (R-240)



Gambar IV.14 Blok Diagram Sistem *Lime Slaker* (R-240)

Fungsi : Mencampurkan CaO dan H₂O menjadi *Lime Milk*

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi : 5,5 mol CaO dilarutkan ke dalam 1 L air

Reaksi yang terjadi :



Neraca massa *Lime Slaker* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.22 Generasi pada Sistem *Lime Slaker*

| Komponen | kmol | BM | Massa (kg) |
|---------------------|---------|----|------------|
| Ca(OH) ₂ | 288,569 | 74 | 21.354,094 |
| Total | 288,569 | | 21.354,094 |

Tabel IV.23 Konsumsi pada Sistem *Lime Slaker*

| Komponen | kmol | BM | Massa (kg) |
|------------------|---------|----|------------|
| CaO | 288,569 | 56 | 16.159,855 |
| H ₂ O | 288,569 | 18 | 5.194,239 |
| Total | 577,138 | | 21.354,094 |

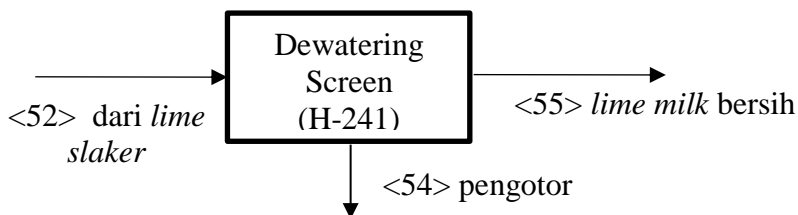
Tabel IV.24 Neraca Massa *Lime Slaker* (R-240)

| Neraca Massa <i>Lime Slaker</i> | | | | | |
|--|--------------|------------|--------------------------------------|--------------|------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <50> <i>Conveyor dari Rotary Kiln</i> | | | Aliran <52> <i>dewatering screen</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| CaCO ₃ | 0,0148 | 291,484 | CaCO ₃ | 0,0040 | 291,484 |
| Impuritas | 0,0795 | 1.567,117 | Impuritas | 0,0217 | 1.567,117 |
| CaO | 0,8197 | 16.159,855 | CaO | 0,0000 | 0,000 |
| Ash | 0,0860 | 1.695,177 | Ash | 0,0235 | 1.695,177 |
| Total <50> | 1 | 19.713,632 | H ₂ O | 0,6549 | 47.273 |
| | | | Ca(OH) ₂ | 0,2958 | 21.354,094 |
| Aliran <51> <i>water proses</i> | | | Total <52> | 1 | 72.180,69 |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | | | |

| | | | | |
|---------------------------|---|------------------|----------------------------|------------------|
| H ₂ O | 1 | 52.467,06 | | |
| Total <51> | 1 | 52.467,06 | | |
| Total Aliran Masuk | | 72.180,69 | Total Aliran Keluar | 72.180,69 |

$$\begin{array}{rclcl}
 \text{Massa Masuk} + \text{Generasi} & = & \text{Massa Keluar} + \text{Konsumsi} \\
 72.181 \text{ kg} + 21.354,09 \text{ kg} & = & 72.181 \text{ kg} + 21.354,1 \text{ kg} \\
 \mathbf{93.534,79} & \mathbf{kg} & = & \mathbf{93.534,79} & \mathbf{kg}
 \end{array}$$

9. *Dewatering Screen* (H-241)



Gambar IV.15 Blok Diagram Sistem *Dewatering Screen* (H-241)

Fungsi : Memisahkan lime milk dari impuritas dan ash

Tekanan Operasi : 1 atm

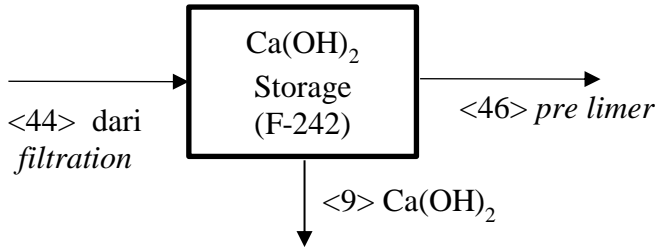
Asumsi : Lime milk terpisah sempurna dari impuritas

Neraca massa *Dewatering Screen* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.25 Neraca Massa Dewatering Screen (H-241)

| Neraca Massa Dewatering Screen | | | | | |
|---------------------------------------|--------------|------------------|------------------------------|--------------|------------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <52> dari <i>lime slaker</i> | | | Aliran <55> <i>lime milk</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| CaCO ₃ | 0,0040 | 291,484 | Ca(OH) ₂ | 0,3112 | 21.354,094 |
| Impuritas | 0,0217 | 1.567,117 | H ₂ O | 0,6888 | 47.272,822 |
| Ash | 0,0235 | 1.695,177 | Total <55> | 1 | 68.626,916 |
| H ₂ O | 0,6549 | 47.272,822 | | | |
| Ca(OH) ₂ | 0,2958 | 21.354,094 | Aliran <54> pengotor | | |
| Total <52> | 1 | 72.180,693 | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| | | | CaCO ₃ | 0,0820 | 291,4837 |
| | | | Impuritas | 0,4410 | 1.567,117 |
| | | | Ash | 0,4770 | 1.695,18 |
| | | | Total <54> | 1,0000 | 3.553,78 |
| Total Aliran Masuk | | 72.180,69 | Total Aliran Keluar | | 72.180,69 |

10. Ca(OH)_2 Storage (F-242)



Gambar IV.16 Blok Diagram Sistem Ca(OH)_2 Storage (F-242)

Fungsi : Penyimpanan lime milk
 Tekanan Operasi : 1 atm
 Asumsi : Tidak terjadi reaksi

Neraca massa Ca(OH)_2 Storage hasil perhitungan Appendix A :

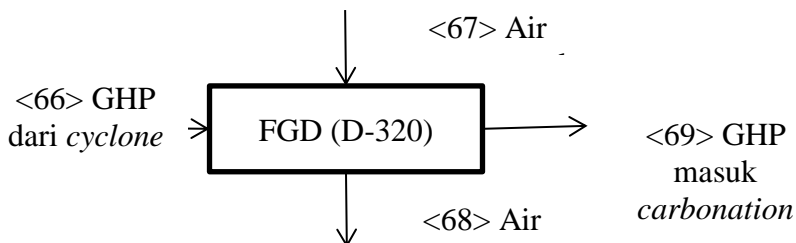
Tabel IV.26 Neraca Massa Ca(OH)_2 Storage (F-242)

| Neraca Massa Ca(OH)_2 Storage | | | | | |
|--|--------------|------------|-----------------------------------|--------------|------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <44> dari filtration | | | Aliran <46> pre-limer | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| Ca(OH)_2 | 0,3112 | 21.354,094 | Ca(OH)_2 | 0,3112 | 20.285,421 |
| H_2O | 0,6888 | 47.272,822 | H_2O | 0,6888 | 44.907,037 |
| Total <44> | 1 | 68.626,916 | Total <46> | 1 | 65.192,458 |
| | | | Aliran <9> Ca(OH)_2 tank | | |
| | | | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |

| | | | | |
|---------------------------|------------------|----------------------------|--------|------------------|
| | | Ca(OH) ₂ | 0,3112 | 1.068,673 |
| | | H ₂ O | 0,6888 | 2.365,785 |
| | | Total <9> | 1 | 3.434,458 |
| Total Aliran Masuk | 68.626,92 | Total Aliran Keluar | | 68.626,92 |

IV.1.3 Ammonia Absorption and Carbonation Section

1. Flue Gas Desulphurization (D-320)



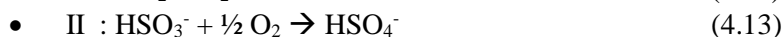
Gambar IV.17 Blok Diagram Sistem *Flue Gas Desulphurization* (D-320)

Fungsi : Menghilangkan kandungan SO₂ di dalam gas hasil pembakaran di rotary kiln

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi : SO₂ bereaksi sempurna menjadi SO₄²⁻

Reaksi yang terjadi :



Neraca massa *Flue Gas Desulphurization* hasil perhitungan
Appendiks A :

Tabel IV.27 Generasi pada Sistem FGD

| Komponen | kmol | BM | Massa (kg) |
|-------------------------------|--------------|----|----------------|
| H ⁺ | 1,800 | 1 | 1,800 |
| HSO ₃ ⁻ | 0,900 | 81 | 72,910 |
| HSO ₄ ⁻ | 0,900 | 97 | 87,313 |
| SO ₄ ²⁻ | 0,900 | 96 | 86,412 |
| Total | 4,501 | | 248,436 |

Tabel IV.28 Konsumsi pada Sistem FGD

| Komponen | kmol | BM | Massa (kg) |
|-------------------------------|--------------|----|----------------|
| SO ₂ | 0,90 | 64 | 57,608 |
| H ₂ O | 0,90 | 18 | 16,202 |
| HSO ₃ ⁻ | 0,90 | 81 | 72,910 |
| O ₂ | 0,45 | 32 | 14,402 |
| HSO ₄ ⁻ | 0,900 | 97 | 87,313 |
| Total | 4,051 | | 248,436 |

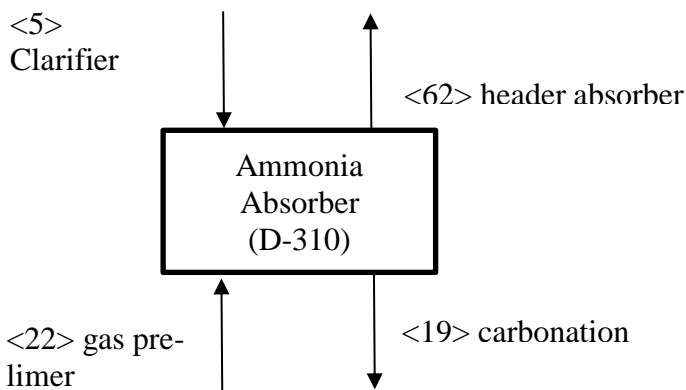
Tabel IV.29 Neraca Massa FGD (D-320)

| Neraca Massa FGD | | | | | |
|---------------------------------|--------------|------------|-----------------------------------|--------------|------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <66> dari <i>Cyclone</i> | | | Aliran <69> ke <i>Carbonation</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| H ₂ O | 0,0514 | 6.291,038 | H ₂ O | 0,0515 | 6.291,038 |
| CO ₂ | 0,3018 | 36.916,788 | CO ₂ | 0,3020 | 36.916,788 |
| SO ₂ | 0,0005 | 57,608 | O ₂ | 0,0334 | 4.078,544 |
| O ₂ | 0,0335 | 4.092,946 | N ₂ | 0,6132 | 74.968,668 |
| N ₂ | 0,6128 | 74.968,668 | CaCO ₃ | 0,0000 | 0,058 |

| | | | | | |
|-------------------------------|-----------------|-------------------|-------------------------------|-----------------|-------------------|
| CaCO ₃ | 0,0000 | 0,058 | Impuritas | 0,0000 | 0,314 |
| Impuritas | 0,0000 | 0,314 | CaO | 0,0000 | 3,233 |
| CaO | 0,0000 | 3,233 | Total <69> | 1 | 122.258,64 |
| Total <66> | 1 | 122.330,653 | | | |
| | | | | | |
| | | | | | |
| Aliran <67> air proses masuk | | | Aliran <68> air limbah keluar | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| H ₂ O | 1 | 16,20 | H ₂ O | 0,0000 | 0,00 |
| Total <67> | 1 | 16,20 | H ⁺ | 0,0204 | 1,80 |
| | | | SO ₄ ²⁻ | 0,9796 | 86,41 |
| | | | Total <68> | 1 | 88,21 |
| Total Aliran Masuk | | 122.346,86 | Total Aliran Keluar | | 122.346,86 |

$$\begin{array}{rclcl}
 \text{Massa Masuk} + \text{Generasi} & = & \text{Massa Keluar} + \text{Konsumsi} \\
 122.347 \text{ kg} + 248,44 \text{ kg} & = & 122.347 \text{ kg} + 248,44 \text{ kg} \\
 \mathbf{122.595,29} & \mathbf{kg} & = & \mathbf{122.595,29} & \mathbf{kg}
 \end{array}$$

2. Ammonia Absorption (D-310)



Gambar IV.18 Blok Diagram Sistem *Ammonia Absorber* (D-310)

Fungsi : Mengabsorb NH_3 dengan *brine water*

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi :

- NH_3 terabsorb sempurna oleh H_2O

- Konversi CO_2 = 90%

- Konversi NH_4HCO_3 = 90%

Reaksi yang terjadi :



Neraca massa *Ammonia Absorber* hasil perhitungan Appendix A

:

Tabel IV.30 Massa yang terkonversi pada kedua reaksi di kolom absorpsi

| No | Komponen | Mol (kmol) | BM | Massa (kg) |
|-----------------------|----------------------------------|---------------|-------|-----------------|
| 1 | NH ₄ OH | 21,568 | 35 | 754,88 |
| 2 | CO ₂ | 21,568 | 44 | 949,00 |
| 3 | NaCl | 19,411 | 58,44 | 1.134,40 |
| 4 | NH ₄ HCO ₃ | 19,411 | 79 | 1.533,49 |
| Total Konsumsi | | 62,547 | | 4.371,77 |

Tabel IV.31 Produk yang dihasilkan dari kedua reaksi di kolom absorpsi

| No | Komponen | Mol (kmol) | BM | Massa (kg) |
|-----------------------|----------------------------------|---------------|-------|-----------------|
| 1 | NaHCO ₃ | 19,411 | 84 | 1.630,58 |
| 2 | NH ₄ Cl | 19,411 | 53,49 | 1.038,31 |
| 3 | NH ₄ HCO ₃ | 21,568 | 79 | 1.703,88 |
| Total Generasi | | 60,391 | | 4.372,77 |

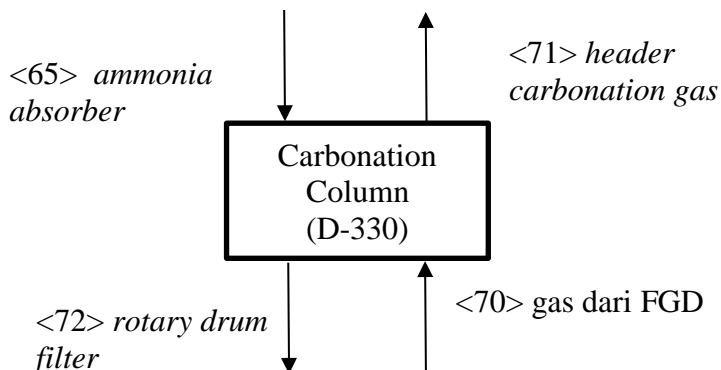
Tabel IV.32 Neraca Massa Ammonia Absorber (D-310)

| Neraca Massa Ammonia Absorber | | | | | |
|--------------------------------------|--------------|-------------|---------------------------------|--------------|------------|
| Masuk (kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| <63> brine from clarifier | | | <65> carbonation column | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| NaCl | 0,235 | 33.016,679 | NaCl | 0,198 | 31.882,3 |
| H ₂ O | 0,762 | 107.183,902 | H ₂ O | 0,534 | 86.159 |
| Mg(OH) ₂ | 0,001 | 83,761 | Mg(OH) ₂ | 0,001 | 83,761 |
| CaCl ₂ | 0,001 | 128,191 | CaCl ₂ | 0,001 | 128,191 |
| Na ₂ SO ₄ | 0,001 | 86,720 | Na ₂ SO ₄ | 0,001 | 86,720 |
| CaCO ₃ | 0,000 | 61,071 | CaCO ₃ | 0,000 | 61,071 |

| | | | | | |
|--------------------------------|--------------|-------------------|---------------------------------|--------------|-------------------|
| Impuritas | 0,000 | 0,000 | Impuritis | 0,000 | 0,000 |
| CO2 | 0,000 | 0,000 | CaO | 0,000 | 24,865 |
| CaO | 0,000 | 24,865 | NaHCO3 | 0,010 | 1.630,577 |
| P.A.M | 0,000 | 0,14 | NH4Cl | 0,006 | 1.038,309 |
| Total <63> | 1 | 140.585,33 | NH4HCO3 | 0,001 | 170,388 |
| | | | NH4OH | 0,25 | 40.126,72 |
| | | | P.A.M | 0,00 | 0,14 |
| | | | Total <65> | 1 | 161.392 |
| | | | | | |
| <62> gas masuk <i>absorber</i> | | | <64> gas header <i>absorber</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| NH3 | 0,131 | 19.856,779 | CO2 | 0,0008 | 105,444 |
| CO2 | 0,007 | 1.054,440 | H2O _(g) | 0,9992 | 130.888,864 |
| H2O _(g) | 0,862 | 130.888,864 | Total <64> | 1 | 130.994,308 |
| Total <62> | 1 | 151.800,083 | | | |
| Total Aliran Masuk | | 292.385,41 | Total Aliran Keluar | | 292.386,27 |

$$\begin{array}{rclclcl}
 \text{Massa Masuk} + \text{Generasi} & = & \text{Massa Keluar} + \text{Konsumsi} \\
 292.385,41 \text{ kg} + 4.372,77 \text{ kg} & = & 292.386,27 \text{ kg} + 4.371,77 \text{ kg} \\
 \mathbf{296.758} & \mathbf{kg} & = & \mathbf{296.758} & \mathbf{kg}
 \end{array}$$

3. Carbonation Column (D-330)



Gambar IV.19 Blok Diagram Sistem *Carbonation Column* (D-330)

Fungsi : Menkontakkan CO_2 dan NH_4OH serta NaCl untuk membentuk NaHCO_3 dan NH_4Cl

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi :

- NH_3 terabsorb sempurna oleh H_2O
- Konversi CO_2 = 90%
- Konversi NaCl = 90%

Reaksi yang terjadi :



Neraca massa *Carbonation Column* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.33 Massa yang terkonversi pada ketiga reaksi di *carbonation column*

| No | Komponen | Mol (kmol) | BM | Massa (kg) |
|-----------------------|----------------------------------|------------------|------|--------------------|
| 1 | NaCl | 491,000 | 58,5 | 28.723,515 |
| 2 | NH ₄ OH | 755,116 | 35 | 26.429,064 |
| 3 | CO ₂ | 755,116 | 44 | 33.230,395 |
| 4 | NH ₄ HCO ₃ | 491,000 | 79 | 38.789,021 |
| Total Konsumsi | | 2.492,233 | | 127.171,995 |

Tabel IV.34 Produk yang dihasilkan dari ketiga reaksi di *carbonation column*

| No | Komponen | Mol (kmol) | BM | Massa (kg) |
|-----------------------|----------------------------------|-------------------|------|--------------------|
| 1 | NaHCO ₃ | 491,000 | 84 | 41.244,758 |
| 2 | NH ₄ Cl | 491,000 | 53,5 | 26.268,514 |
| 3 | NH ₄ HCO ₃ | 755,116 | 79 | 59.654,173 |
| Total Generasi | | 1.737,1166 | | 127.167,445 |

Tabel IV.35 Neraca Massa Carbonation Column (D-330)

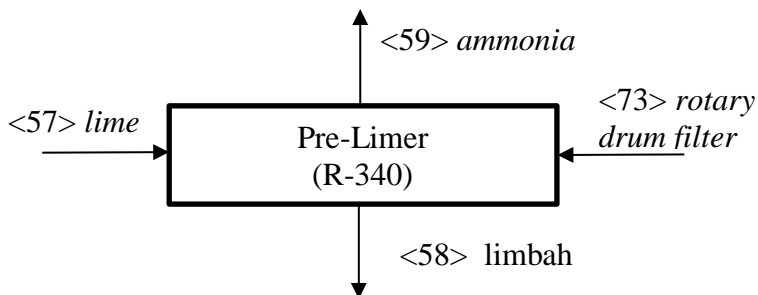
| Neraca Massa Carbonation Column | | | | | |
|--|--------------|-------------|----------------------------------|--------------|------------|
| Masuk (kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <65> ammonia absorber | | | Aliran <72> rotary drum filter | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| NaCl | 0,198 | 31.882,284 | NaCl | 0,017 | 3.191,50 |
| H ₂ O | 0,534 | 86.159,077 | H ₂ O | 0,446 | 86.159 |
| Mg(OH) ₂ | 0,001 | 83,761 | Mg(OH) ₂ | 0,000 | 83,761 |
| CaCl ₂ | 0,001 | 128,191 | CaCl ₂ | 0,001 | 128,191 |
| Na ₂ SO ₄ | 0,001 | 86,720 | Na ₂ SO ₄ | 0,000 | 86,720 |
| CaCO ₃ | 0,000 | 61,071 | CaCO ₃ | 0,000 | 61,384 |
| Impuritas | 0,000 | 0,000 | Impuritas | 0,000 | 3,233 |
| CaO | 0,000 | 24,865 | CaO | 0,000 | 28,099 |
| NH ₄ OH | 0,010 | 1.630,577 | NH ₄ OH | 0,071 | 13.697,66 |
| NaHCO ₃ | 0,006 | 1.038,309 | NaHCO ₃ | 0,219 | 42.283,1 |
| NH ₄ Cl | 0,001 | 170,388 | NH ₄ Cl | 0,137 | 26.438,9 |
| NH ₄ HCO ₃ | 0,249 | 40.126,720 | NH ₄ HCO ₃ | 0,109 | 21.035,54 |
| P.A.M | 0,000 | 0,139 | P.A.M | 0,000 | 0,139 |
| Total <65> | 1 | 161.392,102 | Total <72> | 1 | 193.197,27 |

Lanjutan Tabel IV.35 Neraca Massa *Carbonation Column* (D-330)

| Aliran <70> gas dari <i>FGD</i> | | | Aliran <71> <i>header carbonation gas</i> | | |
|---------------------------------|--------------|-------------------|---|--------------|-------------------|
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| H ₂ O | 0,051 | 6.291,038 | CO ₂ | 0,041 | 3.691,68 |
| CO ₂ | 0,302 | 36.916,788 | O ₂ | 0,046 | 4.078,54 |
| O ₂ | 0,033 | 4.078,544 | N ₂ | 0,842 | 74.968,7 |
| N ₂ | 0,613 | 74.968,668 | H ₂ O | 0,071 | 6.291,0 |
| CaCO ₃ | 0,000 | 0,058 | Total <71> | 1 | 89.029,9 |
| Impuritas | 0,000 | 0,314 | | | |
| CaO | 0,000 | 3,233 | | | |
| Total <70> | 1 | 122.258,643 | | | |
| Total Aliran Masuk | | 283.650,75 | Total Aliran Keluar | | 283.646,20 |

$$\begin{array}{rclclcl}
 \text{Massa Masuk} + \text{Generasi} & = & \text{Massa Keluar} + \text{Konsumsi} \\
 283.650,75 \text{ kg} & + & 127.167,4 \text{ kg} & = & 283.646,20 \text{ kg} & + & 127.172 \text{ kg} \\
 \mathbf{410.818,190} & & \mathbf{kg} & = & \mathbf{410.818,190} & & \mathbf{kg}
 \end{array}$$

4. Pre Limer (R-340)



Gambar IV.20 Blok Diagram Sistem *Pre-limer* (R-340)

Fungsi : Mereaksikan *lime milk* dari *lime section* dengan *mother liquor*

dari *filtration section* untuk membentuk NH_3 recovery

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi :

- Konversi NH_4HCO_3 = 90%
- Konversi NH_4Cl = 90%

Reaksi yang terjadi :

- Dekomposisi : $\text{NH}_4\text{HCO}_3 \rightarrow \text{NH}_3 + \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$ (4.19)
- Reaksi I : $\text{NH}_4\text{Cl} + \text{Ca}(\text{OH})_2 \rightarrow 2\text{NH}_3 + \text{CaCl}_2 + 2\text{H}_2\text{O}$ (3.20)

Neraca massa *Pre-limer* hasil perhitungan Appendiks A :

Tabel IV.36 Massa yang Terkonversi pada Reaksi Dekomposisi

| Reaksi Dekomposisi | | | | |
|-----------------------|----------------------------------|------------|----|------------------|
| No | Komponen | Mol (kmol) | BM | Massa (kg) |
| 1 | NH ₄ HCO ₃ | 23,965 | 79 | 1.893,199 |
| Total Konsumsi | | | | 1.893,199 |

Tabel IV.37 Produk yang Dihasilkan Dari Reaksi Dekomposisi

| Reaksi Dekomposisi | | | | |
|-----------------------|------------------|---------------|----|------------------|
| No | Komponen | Mol (kmol) | BM | Massa (kg) |
| 1 | NH ₃ | 23,965 | 17 | 407,397 |
| 2 | CO ₂ | 23,965 | 44 | 1054,440 |
| 3 | H ₂ O | 23,965 | 18 | 431,362 |
| Total Generasi | | 71,894 | | 1.893,199 |

Tabel IV.38 Massa yang Terkonversi pada Reaksi I

| No | Komponen | Mol (kmol) | BM | Massa (kg) |
|-----------------------|---------------------|---------------|--------|------------------|
| 1 | NH ₄ Cl | 444,85 | 53,491 | 23.795,46 |
| 2 | Ca(OH) ₂ | 222,42 | 74 | 16.459,44 |
| Total Konsumsi | | 667,27 | | 40.254,90 |

Tabel IV.39 Produk yang Dihasilkan dari Reaksi I

| No | Komponen | Mol (kmol) | BM | Massa (kg) |
|-----------------------|-------------------|-----------------|-----|------------------|
| 1 | NH ₃ | 444,85 | 17 | 7.562,45 |
| 2 | H ₂ O | 444,85 | 18 | 8.007,30 |
| 3 | CaCl ₂ | 222,42 | 111 | 24.689,16 |
| Total Generasi | | 1.112,12 | | 40.258,90 |

Tabel IV.40 Neraca Massa *Pre-Limer* (R-410)

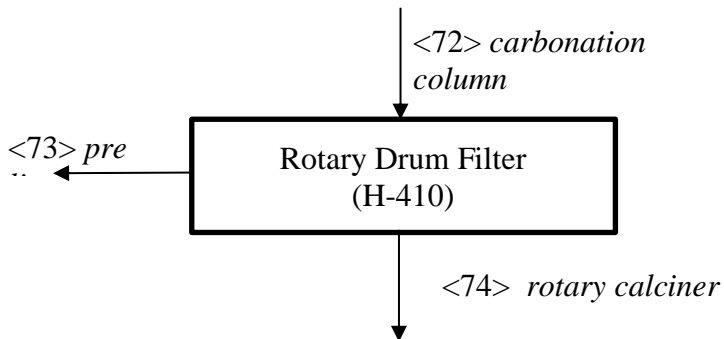
| Neraca Massa Pre-limer | | | | | |
|----------------------------------|--------------|------------|---------------------------------|--------------|-------------|
| Masuk (kg) | | | Keluar (kg) | | |
| Aliran <73> rotary drum filter | | | Aliran <59> ammonia absorber | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| NaCl | 0,025 | 3.191,502 | NH ₃ | 0,06 | 7.969,842 |
| H ₂ O | 0,608 | 77.543,170 | CO ₂ | 0,01 | 1.054,440 |
| Mg(OH) ₂ | 0,001 | 83,761 | H ₂ O _(g) | 0,94 | 130.888,864 |
| CaCl ₂ | 0,001 | 128,191 | Total <59> | 1 | 139.913,146 |
| Na ₂ SO ₄ | 0,001 | 86,720 | | | |
| CaCO ₃ | 0,000 | 61,384 | | | |
| Impuritas | 0,00 | 0,00 | | | |
| CaO | 0,000 | 28,099 | | | |
| NH ₄ OH | 0,107 | 13.697,656 | | | |
| NaHCO ₃ | 0,033 | 4.228,307 | | | |
| NH ₄ Cl | 0,207 | 26.438,902 | | | |
| NH ₄ HCO ₃ | 0,016 | 2.103,554 | | | |
| P.A.M | 0,000 | 0,139 | | | |
| Total <73> | 1 | 127.591,38 | | | |
| Aliran <57> lime milk | | | Aliran <58> limbah | | |

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
|---------------------------|--------------|------------------|----------------------------------|--------------|------------------|
| Ca(OH) ₂ | 0,3112 | 20.285,421 | NaCl | 0,060 | 3.191,50 |
| H ₂ O | 0,6888 | 44.907,037 | Ca(OH) ₂ | 0,072 | 3.825,98 |
| Total <57> | 1 | 65.192,458 | NaHCO ₃ | 0,080 | 4.228,31 |
| | | | NH ₄ Cl | 0,050 | 2.643,94 |
| | | | NH ₄ HCO ₃ | 0,004 | 210,36 |
| | | | NH ₄ OH | 0,259 | 13.697,66 |
| | | | CaCO ₃ | 0,001 | 61,38 |
| | | | Impuritas | 0,000 | - |
| | | | CaO | 0,001 | 28,10 |
| | | | Mg(OH) ₂ | 0,002 | 83,76 |
| | | | CaCl ₂ | 0,469 | 24.817,35 |
| | | | Na ₂ SO ₄ | 0,002 | 86,72 |
| | | | P.A.M | 0,000 | 0,139 |
| | | | Total <58> | 1 | 52.875,19 |
| Total Aliran Masuk | | 192.783,8 | Total Aliran Keluar | | 192.787,8 |

$$\begin{array}{rclcl}
 \text{Massa Masuk} + \text{Generasi} & = & \text{Massa Keluar} + \text{Konsumsi} \\
 192.783,84 \text{ kg} + 42.152,10 \text{ kg} & = & 192.787,85 \text{ kg} + 42.148,1 \text{ kg} \\
 \mathbf{234.935,941} \quad \mathbf{kg} & = & \mathbf{234.935,941} \quad \mathbf{kg}
 \end{array}$$

IV.1..4 Calcination Section

1. Rotary Drum Filter (H-410)



Gambar IV.21 Blok Diagram Sistem *Rotary Drum Filter* (H-410)

Fungsi : Memisahkan NH_4Cl dengan NaHCO_3

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi :

- Tidak terjadi reaksi
- Tidak ada NH_4Cl masuk ke kalsinasi
- Effisiensi alat = 90%

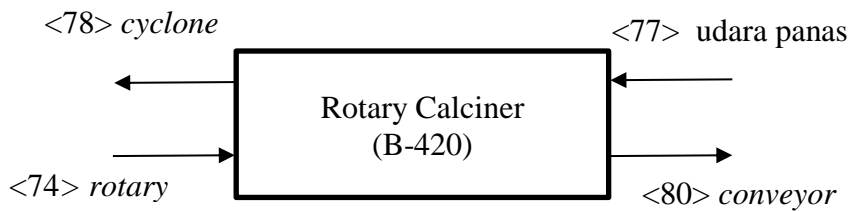
Neraca massa *Rotary Drum Filter* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.41 Neraca Massa Rotary Drum Filter (H-410)

| Neraca Massa Rotary Drum Filter | | | | | |
|--|--------------|------------|------------------------------------|--------------|------------|
| Masuk (kg) | | | Keluar (kg) | | |
| Aliran <72> <i>carbonation column</i> | | | Aliran <74> <i>rotary calciner</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| NaCl | 0,017 | 3.191,50 | NaCl | 0,0000 | - |
| H ₂ O | 0,446 | 86.159,08 | H ₂ O | 0,1313 | 8.615,91 |
| Mg(OH) ₂ | 0,000 | 83,76 | Mg(OH) ₂ | 0,0000 | - |
| CaCl ₂ | 0,001 | 128,19 | CaCl ₂ | 0,0000 | - |
| Na ₂ SO ₄ | 0,000 | 86,72 | Na ₂ SO ₄ | 0,0000 | - |
| CaCO ₃ | 0,000 | 61,38 | CaCO ₃ | 0,0000 | - |
| Impurities | 0,000 | 3,23 | Impurities | 0,0000 | 3,23 |
| CaO | 0,000 | 28,10 | CaO | 0,0000 | - |
| NH ₄ OH | 0,071 | 13.697,66 | NH ₄ OH | 0,0000 | - |
| NaHCO ₃ | 0,219 | 42.283,07 | NaHCO ₃ | 0,5801 | 38.054,76 |
| NH ₄ Cl | 0,137 | 26.438,90 | NH ₄ Cl | 0,0000 | - |
| NH ₄ HCO ₃ | 0,109 | 21.035,54 | NH ₄ HCO ₃ | 0,2886 | 18.931,99 |
| P.A.M | 0,000 | 0,139 | Total <74> | 1 | 65.605,89 |
| Total <72> | 1 | 193.197,27 | | | |
| | | | Keluar (kg) | | |
| | | | Aliran <73> <i>pre-limer</i> | | |
| | | | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| | | | NaCl | 0,025 | 3.191,50 |
| | | | H ₂ O | 0,608 | 77.543,17 |
| | | | Mg(OH) ₂ | 0,001 | 83,76 |

| | | | | |
|---------------------------|-------------------|----------------------------------|-------------------|------------|
| | | CaCl ₂ | 0,001 | 128,19 |
| | | Na ₂ SO ₄ | 0,001 | 86,72 |
| | | CaCO ₃ | 0,000 | 61,38 |
| | | Impurities | 0,000 | - |
| | | CaO | 0,000 | 28,10 |
| | | NH ₄ OH | 0,107 | 13.697,66 |
| | | NaHCO ₃ | 0,033 | 4.228,31 |
| | | NH ₄ Cl | 0,207 | 26.438,90 |
| | | NH ₄ HCO ₃ | 0,016 | 2.103,55 |
| | | P.A.M | 0,000 | 0,14 |
| | | Total <73> | 1 | 127.591,38 |
| Total Aliran Masuk | 193.197,27 | Total Aliran Keluar | 193.197,27 | |

2. Rotary Calciner (B-420)



Gambar IV.22 Blok Diagram Sistem Rotary Calciner (B-420)

Fungsi : Untuk mendekomposisi NaHCO_3 yang masuk dari filtrasi dengan udara panas dari steam

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi :

- Terdekomposisi sempurna
- Menuju cyclone = 2%
- Kadar Na_2CO_3 dalam produk = 99,96%

Reaksi yang terjadi :



Neraca massa *Rotary Calciner* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.42 Massa yang terkonversi pada kedua reaksi di *rotary calciner*

| No | Komponen | Mol (kmol) | BM | Massa (kg) |
|-----------------------|---------------------------|----------------|----|-------------------|
| 1 | NaHCO_3 | 453,033 | 84 | 38.054,761 |
| 2 | NH_4HCO_3 | 239,645 | 79 | 18.931,986 |
| Total Konsumsi | | 692,678 | | 56.986,747 |

Tabel IV.43 Produk yang dihasilkan dari kedua reaksi di *rotary calciner*

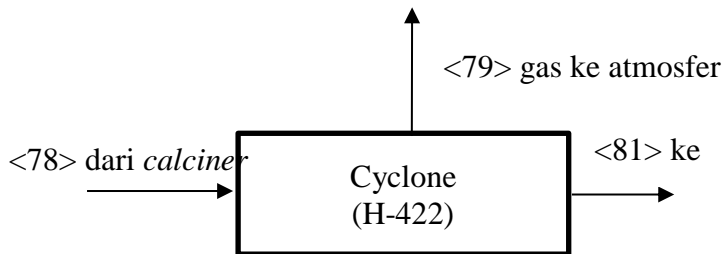
| No | Komponen | Mol (kmol) | BM | Massa (kg) |
|-----------------------|--------------------------|------------------|-----|-------------------|
| 1 | Na_2CO_3 | 226,516 | 106 | 24.010,742 |
| 2 | NH_3 | 239,645 | 17 | 4.073,972 |
| 3 | CO_2 | 466,162 | 44 | 20.511,121 |
| 4 | H_2O | 466,162 | 18 | 8.390,913 |
| Total Generasi | | 1398,4855 | | 56.986,747 |

Tabel IV.44 Neraca Massa *Rotary Calciner* (B-420)

| Neraca Massa Rotary Calciner | | | | | |
|---------------------------------------|--------------|-------------------|----------------------------------|--------------|-------------------|
| Masuk (kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <74> <i>rotary drum filter</i> | | | Aliran <80> <i>conveyor</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| NaHCO ₃ | 0,6622 | 38.054,76 | NaHCO ₃ | 0 | - |
| NH ₄ HCO ₃ | 0,3294 | 18.931,99 | NH ₄ HCO ₃ | 0 | - |
| H ₂ O (l) | 0,0083 | 478,66 | Na ₂ CO ₃ | 0,9996 | 23.530,53 |
| Impuritas | 0,0001 | 3,23 | H ₂ O (l) | 0,0003 | 6,25 |
| Total <74> | 1,00 | 57.468,64 | Impuritas | 0,0001 | 3,17 |
| | | | Total <80> | 1 | 23.539,94 |
| | | | | | |
| Aliran <77> udara panas | | | Aliran <78> <i>cyclone</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| O ₂ | 0,210 | 140.788,38 | CO ₂ (g) | 0,029 | 20.511,12 |
| N ₂ | 0,790 | 529.632,48 | NH ₃ (g) | 0,006 | 4.073,97 |
| Total <77> | 1,00 | 670.420,86 | H ₂ O (g) | 0,013 | 8.863,33 |
| | | | O ₂ | 0,200 | 140.788,38 |
| | | | N ₂ | 0,752 | 529.632,48 |
| | | | Na ₂ CO ₃ | 0,001 | 480,21 |
| | | | Impuritas | 0,000 | 0,06 |
| | | | Total <78> | 1,000 | 704.349,56 |
| Total Aliran Masuk | | 727.889,50 | Total Aliran Keluar | | 727.889,50 |

$$\begin{array}{rclclcl}
 \text{Massa Masuk} + \text{Generasi} & = & \text{Massa Keluar} + \text{Konsumsi} \\
 727.889,50 \text{ kg} & + & 56.986,7 \text{ kg} & = & 727.889,50 \text{ kg} & + & 56.986,7 \text{ kg} \\
 \mathbf{784.876,248} & & \mathbf{kg} & = & \mathbf{784.876,248} & & \mathbf{kg}
 \end{array}$$

3. Cyclone (H-422)



Gambar IV.23 Blok Diagram Sistem *Cyclone* (H-422)

Fungsi : Memisahkan gas dan debu dari calciner

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi :

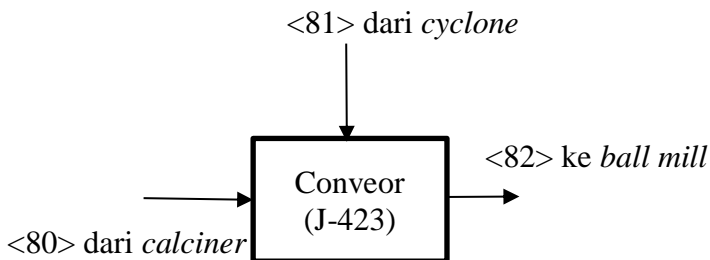
- Tidak ada reaksi
- Effisiensi *Cyclone* = 99%

Neraca massa *Cyclone* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.45 Neraca Massa *Cyclone* (H-422)

| Neraca Massa <i>Cyclone</i> | | | | | |
|------------------------------------|--------------|-------------------|---------------------------------|--------------|-------------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <78> dari <i>calciner</i> | | | Aliran <79> gas ke atmosfer | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| CO ₂ (g) | 0,0291 | 20.511,12 | CO ₂ (g) | 0,029 | 20.511,12 |
| NH ₃ (g) | 0,0058 | 4.073,97 | NH ₃ (g) | 0,006 | 4.073,97 |
| H ₂ O (g) | 0,0126 | 8.863,33 | H ₂ O (g) | 0,013 | 8.863,33 |
| O ₂ | 0,1999 | 140.788,38 | O ₂ | 0,200 | 140.788,38 |
| N ₂ | 0,7519 | 529.632,48 | N ₂ | 0,752 | 529.632,48 |
| Na ₂ CO ₃ | 0,0007 | 480,21 | Na ₂ CO ₃ | 0,000 | 4,80 |
| Impuritas | 0,0000 | 0,06 | Impuritas | 0,000 | 0,00 |
| Total <78> | 1,000 | 704.349,56 | Total <79> | 1,000 | 703.874,08 |
| | | | | | |
| | | | Aliran <81> ke <i>conveyor</i> | | |
| | | | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| | | | Na ₂ CO ₃ | 1,000 | 475,4127 |
| | | | Impuritas | 0,000 | 0,0640 |
| | | | Total <81> | 1,000 | 475,48 |
| Total Aliran Masuk | | 704.349,56 | Total Aliran Keluar | | 704.349,56 |

4. Conveyor (J-423)



Gambar IV.24 Blok Diagram Sistem Conveyor (J-423)

Fungsi : Alat transportasi Na_2CO_3 dari *calciner* ke *ball mill*

Tekanan Operasi : 1 atm

Asumsi : Tidak ada reaksi

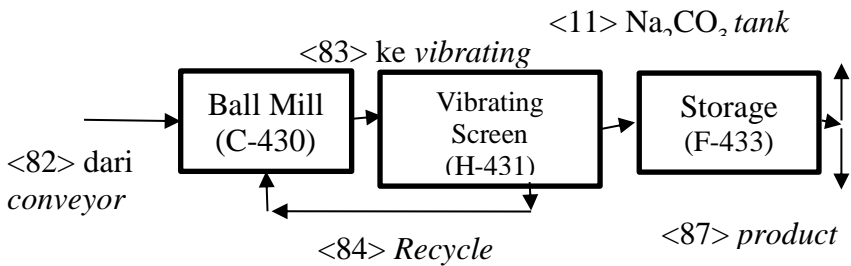
Neraca massa Conveyor hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.46 Neraca Massa Conveyor (J-423)

| Neraca Massa Conveyor | | | | | |
|---------------------------|--------------|-------------|--------------------------|--------------|------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <80> dari calciner | | | Aliran <82> ke ball mill | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| Na_2CO_3 | 0,9996 | 23.530,5273 | Na_2CO_3 | 1,000 | 24.005,94 |
| H_2O (l) | 0,0003 | 6,2474 | H_2O (l) | 0,000 | 6,31 |
| Impuritas | 0,0001 | 3,1686 | Impuritas | 0,000 | 3,17 |
| Total <81> | 1 | 23.539,9433 | Total <82> | 1,00 | 24.015,42 |

| Aliran <80> dari <i>calciner</i> | | | | |
|----------------------------------|--------------|------------------|----------------------------|------------------|
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | | |
| Na ₂ CO ₃ | 1,000 | 475,4127 | | |
| Impuritas | 0,000 | 0,0640 | | |
| Total <81> | 1 | 475,4767 | | |
| Total Aliran Masuk | | 24.015,42 | Total Aliran Keluar | 24.015,42 |

5. *Ball Mill (C-430), Vibrating Screen (H-431) dan Storage (F-432)*



Gambar IV.25 Blok Diagram Sistem *Ball Mill (C-430), Vibrating Screen (H-431) dan Storage (F-432)*

- Fungsi *Ball Mill (C-430)*

: Mereduksi ukuran partikel produk Na₂CO₃ dengan penggilingan sehingga sesuai dengan spesifikasi pasar
- Fungsi *Vibrating Screen (H-431)*

: Mengayak Na₂CO₃ dengan ukuran 200 mesh dimana partikel yang tidak lolos akan dikembalikan ke dalam *ball mill*

Fungsi Storage (F-433) : Tempat penyimpanan produk Na_2CO_3

Asumsi :

- Partikel *Oversize* direcycle = 4% (>200 mesh)
- Tidak terjadi reaksi

Neraca massa *Ball Mill* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.47 Neraca Massa *Ball Mill* (C-430)

| Neraca Massa <i>Ball Mill</i> | | | | | |
|--------------------------------------|--------------|------------------|---|--------------|------------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <82> conveyor | | | Aliran <83> Na_2CO_3 ke <i>vibrating screen</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| Na_2CO_3 | 0,9996 | 24.005,94 | Na_2CO_3 | 0,9996 | 25.006,19 |
| H_2O | 0,0003 | 6,31 | H_2O | 0,0003 | 6,57 |
| Impuritas | 0,0001 | 3,17 | Impuritas | 0,0001 | 3,30 |
| Total <82> | 1 | 24.015,42 | Total <88> | 1,0000 | 25.016,06 |
| Aliran <84> <i>recycle</i> | | | | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | | | |
| Na_2CO_3 | 0,9996 | 1.000,25 | | | |
| H_2O | 0,0003 | 0,26 | | | |
| Impuritas | 0,0001 | 0,13 | | | |
| Total <84> | 1 | 1.000,65 | | | |
| Total Aliran Masuk | | 25.016,06 | Total Aliran Keluar | | 25.016,06 |

Neraca massa *Vibrating Screen* hasil perhitungan Appendix A :

Tabel IV.48 Neraca Massa *Vibrating Screen* (H-431)

| Neraca Massa <i>Vibrating Screen</i> | | | | | |
|---|--------------|------------------|---------------------------------|--------------|------------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <83> <i>ball mill</i> | | | Aliran <85> <i>storage</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| Na ₂ CO ₃ | 0,9996 | 25.006,19 | Na ₂ CO ₃ | 0,9996 | 24.005,94 |
| H ₂ O | 0,0003 | 6,57 | H ₂ O | 0,0003 | 6,31 |
| Impuritas | 0,0001 | 3,30 | Impuritas | 0,0001 | 3,17 |
| Total <83> | 1,0000 | 25.016,06 | Total <85> | 1,0000 | 24.015,42 |
| | | | Aliran <84> <i>recycle</i> | | |
| | | | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| | | | Na ₂ CO ₃ | 0,9996 | 1.000,25 |
| | | | H ₂ O | 0,0003 | 0,26 |
| | | | Impuritas | 0,0001 | 0,13 |
| | | | Total <84> | 1,00 | 1.000,64 |
| Total Aliran Masuk | | 25.016,06 | Total Aliran Keluar | | 25.016,06 |

Neraca massa *Storage* hasil perhitungan Appendiks A :

Tabel IV.49 Neraca Massa *Storage* (F-433)

| Neraca Massa <i>Storage</i> | | | | | |
|--|--------------|------------------|--|--------------|------------------|
| Masuk (Kg) | | | Keluar (Kg) | | |
| Aliran <85> dari <i>vibrating screen</i> | | | Aliran <11> ke Na ₂ CO ₃ <i>tank</i> | | |
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| Na ₂ CO ₃ | 0,9996 | 24.005,94 | Na ₂ CO ₃ | 0,9996 | 647,35 |
| H ₂ O | 0,0003 | 6,31 | H ₂ O | 0,0003 | 0,17 |
| Impuritas | 0,0001 | 3,17 | Impuritas | 0,0001 | 0,09 |
| Total <85> | 1,0000 | 24.015,42 | Total <11> | 1,0000 | 647,60 |
| | | | Aliran <87> produk Na ₂ CO ₃ | | |
| | | | Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) |
| | | | Na ₂ CO ₃ | 0,9996 | 23.358,59 |
| | | | H ₂ O | 0,0003 | 6,14 |
| | | | Impuritas | 0,0001 | 3,08 |
| | | | Total <87> | 1,00 | 23.367,82 |
| Total Aliran Masuk | | 24.015,42 | Total Aliran Keluar | | 24.015,42 |

Table IV.50 Rangkuman Over All Neraca Massa

| Nama | Jumlah (Kg/jam) |
|---------------------------------|-----------------|
| Bahan Baku | |
| NaCl | 42.857 |
| Batu Kapur | 31.355 |
| Produk | |
| Na ₂ CO ₃ | 23.359 |

IV.2 Neraca Energi

Perhitungan neraca energi menggunakan neraca energi komponen dan neraca energi *overall*. Dalam perhitungan ini berlaku teori Hukum Kekekalan Energi dengan asumsi aliran *steady state*. Persamaan umum neraca energi dengan sistem *steady state* adalah sebagai berikut.

Persamaan Umum

Neraca Panas

$$\begin{aligned} &(\text{Akumulasi energi di dalam sistem}) = (\text{energi yang masuk}) \\ &- (\text{energi yang keluar}) \end{aligned} \quad 4.23$$

(Himmelblau, ed.6, 1996 : 400)

$$\Delta(H + EP + EK) = \Delta E = Q + W \quad 4.24$$

$$\Delta E = (U_1 + EK_1 + EP_1) - (U_2 + EK_2 + EP_2) + Q + W + P_1 V_1 - P_2 V_2 \quad 4.25$$

$$\Delta E = ((U_1 + P_1 V_1) + EK_1 + EP_1) - ((U_2 + P_2 V_2) + EK_2 + EP_2) + Q + W \quad 4.26$$

$$\Delta E = (H_1 + EK_1 + EP_1) - (H_2 + EK_2 + EP_2) + Q + W \quad 4.27$$

$$\Delta E = E_{t2} - E_{t1} = Q + W - \Delta(H + EK + EP) \quad 4.28$$

Neraca Energi untuk proses kimia (*non flow system*) dan keadaan *steady state* :

Sistem non alir dianggap terjadi di dalam alat alat proses, seperti alat penukar panas (HE), reaktor, mixer, dan alat-alat transfer massa lainnya.

Pada sistem ini, biasanya EP dan EK <<< Q dan W, sehingga EP dan EK dapat diabaikan sehingga neraca energinya menjadi :

$$\Delta U + \Delta PV = Q + W \quad 4.29$$

$$\Delta H = \Delta U + \Delta PV = Q + W \quad 4.30$$

$$\Delta H = Q + W \quad 4.31$$

$$H_{out} - H_{in} = Q + W \quad 4.32$$

Untuk beberapa proses, biasanya nilai W sangat kecil, sehingga:

$$H_{out} - H_{in} = Q = \Delta H \quad 4.33$$

Dengan : H_{in} = entalpi arus masuk

H_{out} = entalpi arus keluar

- Aliran Energi Input Sistem

$$\Delta H_{input} = \text{mol masuk (kmol)} \times C_p \text{ (kJ/kmol K)} \times \Delta T \text{ (K)}$$

- Aliran Energi Output Sistem

$$\Delta H_{output} = \text{mol keluar (kmol)} \times C_p \text{ (kJ/kmol K)} \times \Delta T \text{ (K)}$$

Panas Sensibel

Besar entalpi dapat dihitung dengan persamaan (*Perry, 1997*):

$$Q = H = m \cdot C_p \cdot \Delta T = m \cdot C_p \cdot (T - T_{ref}) \quad 4.34$$

Panas Laten

Besar panas dapat dihitung dengan persamaan (*Perry, 1997*):

$$Q = m \cdot \lambda \quad 4.35$$

$$Q = m \cdot (H_v - h_l) \quad 4.36$$

Perhitungan neraca energi untuk sistem yang melibatkan reaksi :

$$\Delta H_{reaksi} = \Delta H_{reaktan} + \Delta H_{produk} + \Delta H_{rxn}^{298,15 \text{ K}} \quad 4.37$$

Dimana :

$$\Delta H_{rxn}^{298,15 \text{ K}} = \Delta H_f^{298,15 \text{ K}} \text{ produk} - \Delta H_f^{298,15 \text{ K}} \text{ reaktan}$$

(*Himmelblau, ed. 6, 1996 : 400*)

Persamaan untuk menghitung kapasitas panas :

$$\frac{(C_p)_H}{R} = A + \frac{B}{2} T_o (\tau + 1) + \frac{C}{3} T_o^2 (\tau^2 + \tau + 1) + \frac{D}{\tau T_o^2} \left(\frac{\text{kJ}}{\text{kmol K}} \right) \quad 4.38$$

Dimana :

$$\tau_1 = \frac{T}{T_o}$$

Sumber : *Smith Van Ness, Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*

Jika C_p campuran, maka persamaan yang digunakan :

$$C_{p_{\text{camp}}} = \sum (\text{fraksi mol}_i \times C_{p_i}) \quad 4.39$$

Neraca Energi Pabrik Soda Abu ini dihitung dengan data-data sebagai berikut :

- Basis : 1 jam operasi
- Satuan Operasi : kJ/jam
- Dengan Waktu Operasi :
 - 1 tahun : 330 hari
 - 1 hari : 24 jam/hari
- Kondisi Referensi :
 - Temperatur (T_o) : 25 °C / 298,15 K
 - Tekanan : 1 atm
- Tetapan Gas (R) : 8,314 kJ/kmol K

Tabel IV.51 Data Kapasitas Panas dari Elemen dan Senyawa
Anorganik dengan Fungsi Temperatur

| Senyawa | Heat capacity | Satuan | BM |
|-------------------------------------|-----------------------------------|-----------|---------|
| NaCl (l) | 15,9 | cal/K.mol | 58,44 |
| CaSO ₄ (c) | $18,52 + 0,02197 T - 156800/T^2$ | cal/K.mol | 136,14 |
| MgCl ₂ (c) | $17,3 + 0,00377 T$ | cal/K.mol | 95,211 |
| MgSO ₄ (c) | 26,7 | cal/K.mol | 120,366 |
| Ca(OH) ₂ (c) | 21,4 | cal/K.mol | 74,093 |
| CaCO ₃ (c) | $19,68 + 0,01189 T - 307600/T^2$ | cal/K.mol | 100,087 |
| CO ₂ (g) | $10,34 + 0,00274 T - 195500/T^2$ | cal/K.mol | 44,008 |
| CaO (c) | $10 + 0,00484 T - 108000/T^2$ | cal/K.mol | 56,077 |
| Mg(OH) ₂ | 18,2 | cal/K.mol | 58,32 |
| CaCl ₂ (c) | $16,9 + 0,00386 T$ | cal/K.mol | 110,98 |
| Na ₂ CO ₃ (c) | 28,9 | cal/K.mol | 105,989 |
| Na ₂ SO ₄ | 32,8 | cal/K.mol | 84,007 |
| NH ₄ OH | 19,1 | cal/K.mol | 35,04 |
| NH ₄ Cl | $9,8 + 0,0368 T$ | cal/K.mol | 53,491 |
| NH ₄ HCO ₃ | 53,9 | cal/K.mol | 79,056 |
| Impuritis | 0,3 | cal/g.K | |
| NH ₃ | $6,70 + 0,00630 T$ | cal/K.mol | 17,031 |
| O ₂ | $8,27 + 0,000258 T - 187700/T^2$ | cal/K.mol | 31,998 |
| N ₂ | $6,5 + 0,001 T$ | cal/K.mol | 28,013 |
| SO ₂ | $7,7 + 0,0053 T - 0,00000083/T^2$ | cal/K.mol | 64,066 |
| Carbon | $2,673 + 0,002617 T - 116900/T^2$ | cal/K.mol | 12,011 |
| Hidrogen | 6,8 | cal/K.mol | 1,008 |
| Sulfur | $3,63 + 0,0064 T$ | cal/K.mol | 32,065 |
| P.A.M | 96 | J/K.mol | 71 |
| Ash | 1,14 | kJ/K.kg | |

| | | | |
|--------------------|------|-----------|--|
| HSO_3^- | -53 | cal/K.mol | |
| HSO_4^- | -84 | cal/K.mol | |
| SO_4^{2-} | -293 | cal/K.mol | |
| H^+ | 0 | cal/K.mol | |

Sumber : Perry's Chemical Engineers' Handbook 8th Edition

*dimana T adalah temperatur operasi dalam Kelvin

Tabel IV.52 Data nilai A, B, C, dan D untuk Menghitung

| Senyawa | A | B | C | D |
|----------------------------|-------|----------|-------------|-------|
| NaHCO_3 | 5,128 | 0,018148 | | |
| $\text{H}_2\text{O}_{(l)}$ | 8,712 | 0,00125 | -0,00000018 | 0 |
| $\text{H}_2\text{O}_{(g)}$ | 3,47 | 0,00145 | 0 | 12100 |
| Udara | 3,355 | 0,000575 | 0 | -1600 |
| NH_4Cl | 5,939 | 0,016105 | | |

Asumsi yang digunakan :

- Perubahan energi potensial diabaikan, karena tidak ada perbedaan tinggi
- Perubahan energi kinetik diabaikan, karena tidak ada perubahan kecepatan
- Sistem steady state (akumulasi = 0)

Digunakan steam jenuh :

Data steam table:

Steam pada temperatur = 200 °C dan tekanan = 15,56 bar
= 1.554,9 kPa

H steam = 2790,9 kJ/kg

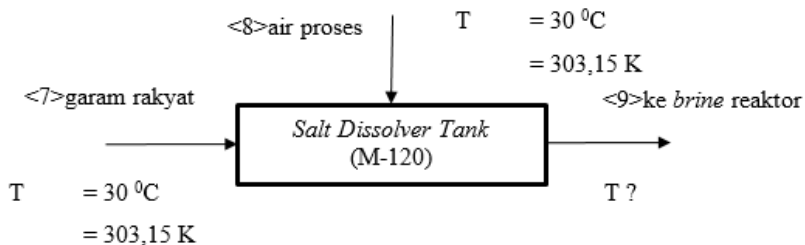
h kondensat = 852,4 kJ/kg

l = 1938,5 kJ/kg

Sumber : Gean Koplis

IV.2.1 BRINE PURIFICATION SECTION

1. Salt Dissolver Tank (M-120)



Gambar IV.26 Blok Diagram Sistem *Salt Dissolver Tank* (M-120)

INPUT

Aliran <7> Garam Rakyat

Tabel IV.53 Data Komposisi Garam Rakyat yang Dipakai

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (Kg) |
|-------------------|--------------|------------------|
| NaCl | 0,856 | 36.685,20 |
| CaSO ₄ | 0,010 | 437,14 |
| MgCl ₂ | 0,026 | 1.097,13 |
| MgSO ₄ | 0,008 | 347,14 |
| Impurities | 0,006 | 248,57 |
| H ₂ O | 0,094 | 4.041,37 |
| TOTAL | 1 | 42.856,54 |

Tabel IV.54 Total Entalpi Aliran <7> Garam Rakyat

| Komponen | BM | Kmol | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|------------------------|------|------------------|----------------|-----------|------------|-------------------|
| NaCl | 58,5 | 627,097 | 627.097 | 15,9 | 5 | 208.590,16 |
| CaSO ₄ | 136 | 3,214 | 3.214 | 23,452781 | 5 | 1.577,01 |
| MgCl ₂ | 95 | 11,549 | 11.549 | 18,442876 | 5 | 4.455,78 |
| MgSO ₄ | 120 | 2,893 | 2.893 | 26,7 | 5 | 1.615,82 |
| Impurities | - | - | - | 0,3 | 5 | 1.560,01 |
| H ₂ O | 18 | 224,521 | 224.521 | 75,420799 | 5 | 84.667,64 |
| Total <7> | | 869,27384 | 869.274 | | | 302.466,42 |

Aliran <8> Air Proses**Tabel IV.55** Total Entalpi Aliran <8> Air Proses

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|------------------------|--------------|------------------|----|-----------|-------|------------|------------------|
| H ₂ O | 1 | 101.061,2 | 18 | 5.614.509 | 75,42 | 5 | 2.117.254 |
| Total <8> | 1 | 101.061,2 | | | | | 2.117.254 |

OUTPUT**Aliran <9> ke Brine Reaktor****Tabel IV.56** Total Entalpi Aliran <9> ke Brine Reaktor

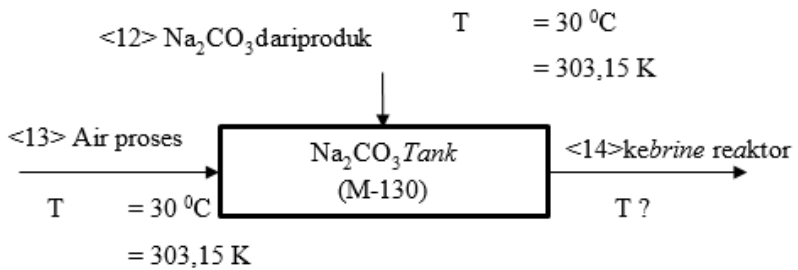
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|------------------------|--------------|------------------|------|------------------|-------|------------|------------------|
| NaCl | 0,255 | 36.685,20 | 58,5 | 627.097,4 | 15,9 | 5 | 208.590,16 |
| CaSO ₄ | 0,003 | 437,14 | 136 | 3.214,24 | 23,45 | 5 | 1.577,01 |
| MgCl ₂ | 0,008 | 1.097,13 | 95 | 11.548,71 | 18,44 | 5 | 4.455,78 |
| MgSO ₄ | 0,002 | 347,14 | 120 | 2.892,82 | 26,7 | 5 | 1.615,82 |
| Impuritas | 0,002 | 248,57 | - | - | 0,3 | 5 | 1.560,01 |
| H ₂ O | 0,730 | 105.102,5 | 18 | 5.839.029 | 75,42 | 5 | 2.201.921 |
| Total <9> | 1 | 143.917,7 | | 6.483.782 | | | 2.419.720 |

Tabel IV.57 Neraca Energi Sistem *Salt Dissolver Tank* (M-120)

| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|---------------------------|----------------------|----------------------------|----------------------|
| ΔH Aliran <7> | 302.466,421 | ΔH Aliran <9> | 2.419.720,020 |
| ΔH Aliran <8> | 2.117.253,599 | | |
| Total Energi Masuk | 2.419.720,020 | Total Energi Keluar | 2.419.720,020 |

Jadi temperatur keluar dari *salt dissolver tank* menuju ke *brine* reaktor = $30^{\circ}\text{C} = 303,15\text{ K}$

2. Na_2CO_3 Tank (M-130)



Gambar IV.27 Blok Diagram Na_2CO_3 Tank (M-130)

Asumsi : Tidak terjadi reaksi

INPUT

Aliran <12> Na₂CO₃ dari Produk

Tabel IV.58 Total Entalpi Aliran <12> Na₂CO₃ dari Produk

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|---------------------------------|--------------|---------------|-----|---------------|------|----|------------------|
| Na ₂ CO ₃ | 0,99961 | 647,35 | 106 | 6.107,1 | 28,9 | 5 | 3.692,253 |
| H ₂ O | 0,00026 | 0,17 | 18 | 9,5 | 75,4 | 5 | 3,566 |
| Impuritas | 0,00013 | 0,09 | | - | - | 5 | 1,788 |
| Total <12> | 1 | 647,60 | | 6116,5 | | | 3.697,607 |

Aliran <13> Air Proses

Tabel IV.59 Total Entalpi Aliran <13> Air Proses

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------------|--------------|--------------|----|---------|------|----|------------------|
| H ₂ O | 1 | 8.091,7 | 18 | 449.537 | 75,4 | 5 | 169.522,5 |
| Total <13> | 1 | 8.092 | | | | | 169.522,5 |

OUTPUT

Aliran <14> ke *Brine Reactor*

Tabel IV.60 Total Entalpi Aliran <14> ke *Brine Reactor*

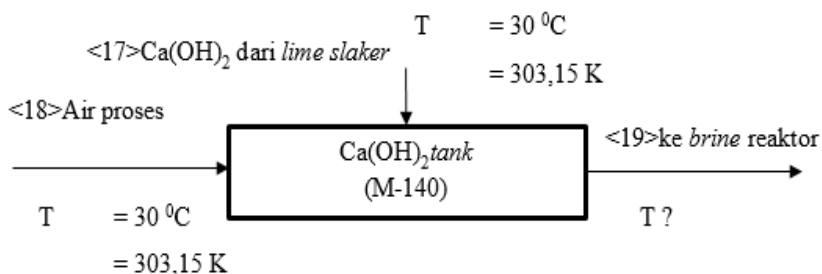
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|---------------------------------|--------------|-----------------|-----|-----------|------|----|----------------|
| Na ₂ CO ₃ | 0,0740739 | 647,35 | 106 | 6.107,1 | 28,9 | 5 | 3.692,25 |
| H ₂ O | 0,9259246 | 8.091,85 | 18 | 449.547,3 | 75,4 | 5 | 169.526 |
| Impuritas | 1,425E-06 | 0,0854 | - | - | - | 5 | 1,788 |
| Total <14> | 1 | 8.739,28 | | | | | 173.220 |

Tabel IV.61 Neraca Energi Sistem Na_2CO_3 Tank (M-130)

| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|------------------------|--------------------|------------------------|--------------------|
| ΔH Aliran <13> | 169.522,500 | ΔH Aliran <14> | 173.220,106 |
| ΔH Aliran <12> | 3.697,607 | | |
| Total Energi Masuk | 173.220,106 | Total Energi Keluar | 173.220,106 |

Jadi temperatur keluar dari Na_2CO_3 tank menuju ke *brine* reaktor
 $= 30^\circ\text{C} = 303,15\text{ K}$

3. $\text{Ca}(\text{OH})_2$ Tank (M-140)



Gambar IV.28 Blok Diagram $\text{Ca}(\text{OH})_2$ Tank (M-140)

Asumsi : Tidak terjadi reaksi

INPUT

Aliran <17> $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dari *lime slaker*

Tabel IV.62 Total Entalpi Aliran <17> Ca(OH)₂ dari *Lime Slaker*

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------------|--------------|-----------------|----|------------------|------|----|-----------------|
| Ca(OH) ₂ | 0,31 | 1.068,67 | 74 | 14.441,5 | 21,4 | 5 | 6.438,514 |
| H ₂ O | 0,69 | 2.365,78 | 18 | 131.432,5 | 75,4 | 5 | 49.563,7 |
| Total <17> | 1,00 | 3.434,46 | | 145.874,0 | | | 56.002,2 |

Aliran <18> Air Proses

Tabel IV.63 Total Entalpi Aliran <18> Air Proses

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------------|--------------|-----------------|----|-----------|------|----|-----------------|
| H ₂ O | 1 | 3.410,83 | 18 | 189.490,3 | 75,4 | 5 | 71.457,6 |
| Total <18> | 1 | 3.410,83 | | | | | 71.457,6 |

OUTPUT

Aliran <19> ke *Brine* Reaktor

Tabel IV.64 Total Entalpi Aliran <19> ke *Brine* Reaktor

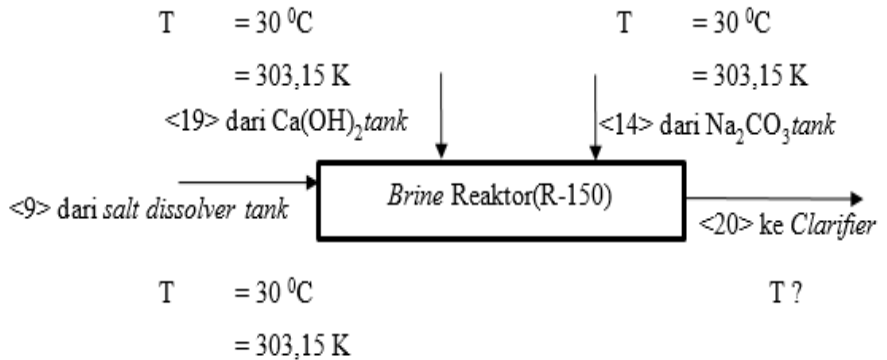
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------------|--------------|-----------------|----|-----------|------|----|------------------|
| Ca(OH) ₂ | 0,156 | 1.068,67 | 74 | 14.441,5 | 21,4 | 5 | 6.438,514 |
| H ₂ O | 0,844 | 5.776,61 | 18 | 320.922,8 | 75,4 | 5 | 121.021,3 |
| Total <19> | 1 | 6.845,28 | | | | | 127.459,8 |

Tabel IV.65 Neraca Energi Sistem Ca(OH)₂ Tank (M-140)

| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|----------------|--------------------|----------------|--------------------|
| ΔH Aliran <17> | 56.002,226 | ΔH Aliran <19> | 127.459,787 |
| ΔH Aliran <18> | 71.457,561 | | |
| Total | 127.459,787 | Total | 127.459,787 |

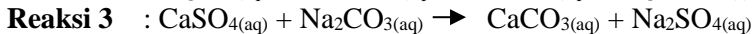
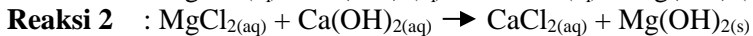
Jadi temperatur keluar dari Ca(OH)₂ tank menuju ke *brine* reaktor = 30 °C = 303,15 K

4. Brine Reactor (R-150)



Gambar IV.29 Blok Diagram Sistem *Brine Reactor* (R-150)

Asumsi : Reaksi Sempurna



INPUT

Aliran <9> dari Salt Dissolver Tank

Tabel IV.66 Komponen Masuk ke *Brine Reaktor* dari aliran <9>Salt Dissolver Tank

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|------------------------|--------------|------------------|------|-----------|-------|------------|------------------|
| NaCl | 0,255 | 36.685,20 | 58,5 | 627.097,4 | 15,9 | 5,000 | 207.726,0 |
| CaSO ₄ | 0,003 | 437,14 | 136 | 3.214,2 | 23,45 | 5,000 | 1.570,477 |
| MgCl ₂ | 0,008 | 1.097,13 | 95 | 11.548,7 | 18,44 | 5,000 | 4.437,321 |
| MgSO ₄ | 0,002 | 347,14 | 120 | 2.892,8 | 26,7 | 5,000 | 1.609,129 |
| Impuritas | 0,002 | 248,57 | | - | 0,3 | 5,000 | 1.553,550 |
| H ₂ O (l) | 0,730 | 105.102,5 | 18 | 5.839.029 | 75,4 | 5,000 | 2.201.921 |
| Total <9> | 1 | 143.917,7 | | | | | 2.418.818 |

Aliran <14> dari Na₂CO₃ Tank

Tabel IV.67 Komponen Masuk *Brine* Reaktor dari Aliran <14>
Na₂CO₃ Tank

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|---------------------------------|---------------------|-------------------|-----------|------------|-----------|-----------|------------------|
| Na ₂ CO ₃ | 0,0740 | 647,35 | 106 | 6.107,1 | 28,9 | 5 | 3.676,957 |
| H ₂ O | 0,9259 | 8.091,85 | 18 | 449.547,3 | 75,4 | 5 | 169.526 |
| Impuritas | 9,7771 | 0,0854 | | | 0,3 | 5 | 0,534 |
| Total <14> | 1 | 8.739,28 | | | | | 173.203,6 |

Aliran <19> dari Ca(OH)₂ Tank

Tabel IV.68 Komponen Masuk *Brine* Reaktor dari Aliran <19>
Ca(OH)₂ Tank

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------------|---------------------|-------------------|-----------|------------------|-----------|-----------|------------------|
| Ca(OH) ₂ | 0,16 | 1.068,6 | 74 | 14.441,53 | 21,4 | 5 | 6.438,514 |
| H ₂ O | 0,84 | 5.776,6 | 18 | 320.922,8 | 75,4 | 5 | 121.021,3 |
| Total <19> | 1,0 | 6.845,2 | | 335.364,3 | | | 127.459,8 |

OUTPUT

Aliran <20> ke *Clarifier*

Tabel IV.69 Total Entalpi Aliran <20> ke *Clarifier*

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|---------------------------------|--------------|-------------------|-------|-----------|-------|------------|------------------|
| NaCl | 0,230 | 36.685,199 | 58,44 | 627.741,3 | 15,9 | 8 | 317.350,4 |
| H ₂ O (l) | 0,745 | 118.970,99 | 18 | 6.609.499 | 75,4 | 8 | 3.804.556 |
| Mg(OH) ₂ | 0,005 | 837,609 | 58 | 14.441,53 | 18,2 | 8 | 8.356,910 |
| CaCl ₂ | 0,008 | 1.281,907 | 111 | 11.548,71 | 18,08 | 8 | 6.638,970 |
| Na ₂ SO ₄ | 0,005 | 867,202 | 142 | 6.107,06 | 32,8 | 8 | 6.368,939 |
| CaCO ₃ | 0,004 | 610,706 | 100 | 6.107,06 | 20,03 | 8 | 3.888,540 |
| Ca(OH) ₂ | 0 | 0 | 74 | 0,00 | 21,4 | 8 | 0,000 |
| Na ₂ CO ₃ | 0 | 0 | 106 | 0,00 | 28,9 | 8 | 0,000 |
| Impuritas | 0,002 | 248,653 | | - | 0,3 | 8 | 2.371,793 |
| MgSO ₄ | 0,000 | 0,000 | 120 | 0,00 | 26,7 | 8 | 0,000 |
| MgCl ₂ | 0 | 0 | 95 | 0,00 | 18,45 | 8 | 0,000 |
| CaSO ₄ | 0 | 0 | 136 | 0,00 | 23,56 | 8 | 0,000 |
| Total <20> | 1 | 243.469,63 | | | | | 4.149.532 |

ENTALPI REAKSI

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Reaksi 1} &= \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{reaktan} + \Delta H \text{ Rx} \\ &= 3.841,08 \text{ kJ} + (-2.898,84 \text{ kJ}) + 4.218,691 \text{ kJ} \\ &= 5.160,928 \text{ kJ}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Reaksi 2} &= \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{reaktan} + \Delta H \text{ Rx} \\ &= 13.321,9 \text{ kJ} + (-9.586,1) \text{ kJ} + (-1.140.435,103) \text{ kJ} \\ &= -1.136.699,337 \text{ kJ}\end{aligned}$$

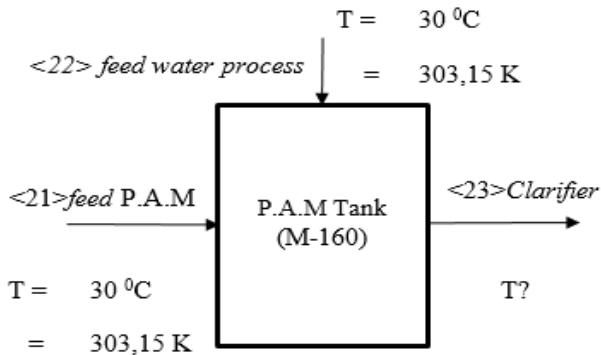
$$\begin{aligned}\Delta H \text{ Reaksi 3} &= \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{reaktan} + \Delta H \text{ Rx} \\ &= 10.257,48 \text{ kJ} + (-8.251,92) \text{ kJ} + (-300.518,1) \text{ kJ} \\ &= -1.430.050,949 \text{ kJ}\end{aligned}$$

Tabel IV.70 Neraca Energi sistem *Brine* Reaktor (R-150)

| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|---------------------|----------------------|---------------------|----------------------|
| $\Delta H <9>$ | 2.418.817,731 | $\Delta H <20>$ | 4.149.532,024 |
| $\Delta H <14>$ | 173.203,557 | ΔH reaksi 1 | 5.160,928 |
| $\Delta H <19>$ | 127.459,787 | | |
| ΔH reaksi 2 | 1.136.699,337 | | |
| ΔH reaksi 3 | 298.512,540 | | |
| Total | 4.154.692,952 | Total | 4.154.692,952 |

Jadi temperatur keluar dari Na_2CO_3 tank menuju ke *brine* reaktor
 $= 32,63^\circ\text{C} = 305,78\text{ K}$

5. P.A.M Tank (M-160)



Gambar IV.30 Blok Diagram Sistem P.A.M Tank (M-160)

Asumsi : Tidak ada reaksi

INPUT

Aliran <21> P.A.M

Tabel IV.71 Total Entalpi Aliran <21> P.A.M

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------------|--------------|-------------|----|----------|----|------------|-----------------|
| P.A.M | 1 | 1,39 | 71 | 19,61359 | 96 | 5,00 | 9,4145 |
| Total <21> | 1 | 1,39 | | | | | 9,4145 |

Aliran <22> Air Proses

Tabel IV.72 Total Entalpi Aliran <22> Air Proses

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------------|--------------|---------------|----|---------|------|------------|-----------------|
| H ₂ O | 1 | 122,24 | 18 | 6.791,0 | 75,4 | 5 | 2.560,91 |
| Total <22> | 1 | 122,24 | | | | | 2.560,91 |

OUTPUT

Aliran <23> *Clarifier*

Tabel IV.73 Total Entalpi Aliran <23> ke *Clarifier*

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------------|--------------|---------------|----|---------|------|------------|-----------------|
| P.A.M | 0,011 | 1,3926 | 71 | 19,6135 | 96 | 5 | 9,4145 |
| H ₂ O | 0,989 | 122,237 | 18 | 6.791,0 | 75,4 | 5 | 2.560,91 |
| Total <23> | 1 | 122,24 | | | | | 2.570,32 |

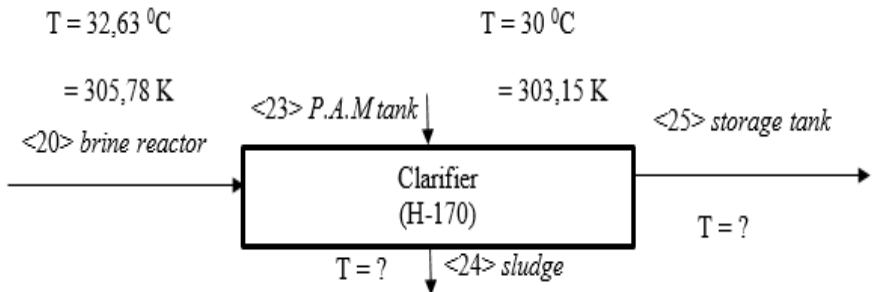
Tabel IV.74 Neraca Energi Sistem P.A.M *Tank* (M-160)

| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|------------------------|------------------|------------------------|------------------|
| ΔH Aliran <21> | 9,415 | ΔH Aliran <23> | 2.570,320 |
| ΔH Aliran <22> | 2.560,906 | | |
| Total | 2.570,320 | Total | 2.570,320 |

Jadi temperatur keluar dari P.A.M tank menuju ke *clarifier*

$$= 30^{\circ}\text{C} = 303,15 \text{ K}$$

6. *Clarifier* (H-170)



Gambar IV.31 Blok Diagram Sistem *Clarifier* (H-160)

Asumsi : Tidak ada reaksi

INPUT

Arus <20> dari *Brine* Reaktor

Tabel IV.75 Total Entalpi Arus <20> dari *Brine* Reaktor

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|---------------------------------|--------------|----------------|------|-------------|------|------------|------------------|
| NaCl | 0,230 | 36.685,1 | 58,4 | 627.741,3 | 15,9 | 7,6 | 317.350,3 |
| H ₂ O (l) | 0,745 | 118.970, | 18 | 6.609.499,3 | 75,4 | 7,6 | 3.804.556 |
| Mg(OH) ₂ | 0,005 | 837,6 | 58 | 14.441,5 | 18,2 | 7,6 | 8.356,91 |
| CaCl ₂ | 0,008 | 1.281,9 | 111 | 11.548,7 | 16,9 | 7,6 | 6.205,57 |
| Na ₂ SO ₄ | 0,005 | 867,2 | 142 | 6.107,1 | 32,8 | 7,6 | 6.368,94 |
| CaCO ₃ | 0,004 | 610,7 | 100 | 6.107,1 | 20,0 | 7,6 | 3.888,54 |
| Impuritas | 0,002 | 248,6 | | | 0,3 | 7,6 | 2,372 |
| Total <20> | 1,000 | 159.502 | | | | | 4.146.729 |

Arus <23> dari P.A.M Tank

Tabel IV.76 Total Entalpi Arus <23> dari P.A.M Tank

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------------|--------------|---------------|----|----------------|------|------------|-----------------|
| P.A.M | 0,011 | 1,39 | 71 | 19,613 | 96 | 5,0 | 9,41 |
| H ₂ O | 0,989 | 122,23 | 18 | 6790,98 | 75,4 | 5,0 | 2.560,91 |
| Total <23> | 1 | 123,63 | | 6.810,5 | | | 2.570,32 |

OUTPUT

Arus <25> ke *Ammonia Absorber*

Tabel IV.77 Total Entalpi Arus <25> ke *Storage Tank*

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|---------------------------------|--------------|------------------|------|------------|------|------------|-----------------|
| NaCl | 0,235 | 33.016,6 | 58,4 | 564.967,13 | 15,9 | 8,5 | 318.604 |
| H ₂ O | 0,762 | 107.183,9 | 18,0 | 5.954.661 | 75,5 | 8,5 | 3.827.87 |
| Mg(OH) ₂ | 0,001 | 83,7 | 58 | 1.444,15 | 18,2 | 8,5 | 932,2 |
| CaCl ₂ | 0,001 | 128,1 | 111 | 1.154,87 | 18,0 | 8,5 | 740,7 |
| Na ₂ SO ₄ | 0,001 | 86,7 | 142 | 610,71 | 32,8 | 8,5 | 710,5 |
| CaCO ₃ | 0,000 | 61,07 | 100 | 610,71 | 20,0 | 8,5 | 434,4 |
| Impuritas | 0,000 | 24,8 | - | - | 0,3 | 8,5 | 0,3 |
| P.A.M | 0,000 | 0,13 | 71 | 1,96 | 96 | 8,5 | 1,6 |
| Total <25> | 1 | 140.585,3 | | | | | 4.149.30 |

Arus <24> ke *Sludge*

Tabel IV.78 Total Entalpi Arus <24> ke *Sludge*

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|---------------------------------|--------------|------------------|-------|-----------|-------|------------|-----------------|
| NaCl | 0,193 | 3.668,520 | 58,44 | 62.774,13 | 15,9 | 8,5 | 35.400,5 |
| H ₂ O | 0,625 | 11.909,322 | 18,0 | 661.629,0 | 75,5 | 8,5 | 425.319 |
| Mg(OH) ₂ | 0,040 | 753,848 | 58 | 12.997,37 | 18,2 | 8,5 | 8.389,9 |
| CaCl ₂ | 0,061 | 1.153,716 | 111 | 10.393,84 | 18,08 | 8,5 | 6.666,5 |
| Na ₂ SO ₄ | 0,041 | 780,482 | 142 | 5.496,35 | 32,8 | 8,5 | 6.394,1 |
| CaCO ₃ | 0,029 | 549,635 | 100 | 5.496,35 | 20,06 | 8,5 | 3.909,6 |
| Impuritas | 0,012 | 223,788 | - | - | 0,3 | 8,5 | 2,4 |
| P.A.M | 0,000 | 1,2533 | 71 | 17,65 | 96 | 8,5 | 14,4 |
| Total <24> | 1 | 19.040,56 | | | | | 486.097 |

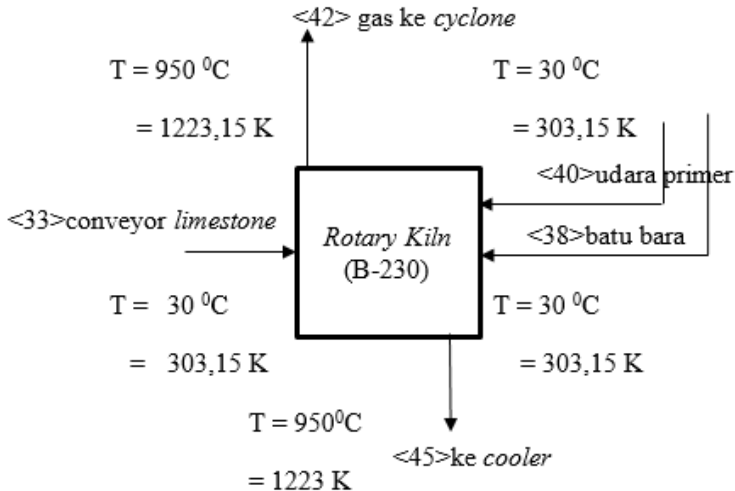
Tabel IV.79 Neraca Energi Sistem *Clarifier* (H-170)

| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|---------------------------|----------------------|----------------------------|----------------------|
| ΔH Aliran <20> | 4.146.729,199 | ΔH Aliran <25> | 4.149.299,519 |
| ΔH Aliran <23> | 2.570,320 | ΔH Aliran <24> | 486.096,933 |
| Total Aliran Masuk | 4.149.299,519 | Total Aliran Keluar | 4.149.299,519 |

Jadi temperatur keluar dari *clarifier* = 33,51°C
 = 306,662 K

IV.2.2 LIMESTONE SECTION

1. Rotary Kiln (B-230)



Gambar IV.32 Blok Diagram Sistem *Rotary Kiln* (B-230)

Asumsi : Pembakaran Batubara Sempurna

Effisiensi Alat : 90%

Reaksi dekomposisi : $\text{CaCO}_3 \longrightarrow \text{CaO} + \text{CO}_2$

INPUT

Aliran <33> dari *limestone*

Tabel IV.80 Total Entalpi Aliran <33>*Limestone*

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------------|--------------|-----------------|-----|-----------|-------|------------|-------------------|
| CaCO ₃ | 0,93 | 29.160,0 | 100 | 291.600,3 | 19,94 | 5 | 121.119,43 |
| Impuritas | 0,05 | 1.567,7 | - | - | 0,30 | 5 | 9.798,40 |
| H ₂ O | 0,02 | 627,1 | 18 | 34.838,7 | 75,54 | 5 | 13.158,56 |
| Total <33> | 1,00 | 31.354,8 | | | | | 144.076,39 |

Aliran <40> dari udara primer

Tabel IV.81 Total Entalpi Aliran <40> Udara Primer

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------------|--------------|------------------|-------|-------|------------|-------------------|
| O ₂ | 0,233 | 22.741,88 | 32,00 | 6,306 | 5,00 | 93.362,7 |
| N ₂ | 0,767 | 74.858,69 | 28,00 | 6,803 | 5,00 | 378.924,8 |
| Total <40> | 1,00 | 97.600,57 | | | | 472.287,49 |

Aliran <38> dari batubara

Tabel IV.82 Komponen Masuk ke *Rotary Kiln* dari aliran <38> Batubara

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol |
|-------------------------|--------------|------------------|----|-------------------|
| Carbon | 0,5044 | 6.604,00 | 12 | 550.334 |
| Hidrogen | 0,0338 | 442,54 | 2 | 221.268 |
| Nitrogen | 0,0084 | 109,98 | 28 | 3.928 |
| Sulfur | 0,0022 | 28,80 | 32 | 900 |
| Oksigen | 0,1933 | 2.530,84 | 32 | 79.089 |
| H ₂ O | 0,1284 | 1.681,11 | 18 | 93.395 |
| Ash | 0,13 | 1.695,52 | | |
| Total <38> | 1,00 | 13.092,79 | | 949.037,54 |

Sumber : Kaltim Prima Coal

Tabel IV.83 Total Entalpi Aliran <38> Batubara

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | C _p | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------------|--------------|------------------|----|----------------|----------------|----|-------------------|
| Carbon | 0,5044 | 6.604,00 | 12 | 550.333,58 | 2,194 | 5 | 301.900,29 |
| Hidrogen | 0,0096 | 126,18 | 2 | 63.090,88 | 6,8 | 5 | 17.875,75 |
| Nitrogen | 0,0084 | 109,98 | 28 | 3.927,84 | 6,803 | 5 | 15.587,64 |
| Sulfur | 0,0022 | 28,80 | 32 | 900,13 | 5,57 | 5 | 3.342,58 |
| H ₂ O (FM)* | 0,1284 | 1.681,11 | 18 | 93.395,23 | 75,42 | 5 | 35.219,7 |
| H ₂ O (CW)** | 0,2175 | 2.847,19 | 18 | 158.177,26 | 75,42 | 5 | 59.649,3 |
| Ash | 0,1295 | 1.695,52 | - | - | 1,14 | 5 | 9.664,44 |
| Total | | 13.092,79 | | 869.825 | | | 443.239,69 |

* *Free Moisture*

** *Combined Water*

OUTPUT

Aliran <45> ke cooler

Tabel IV.84 Total Entalpi Aliran <45> ke Conveyor

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------------|--------------|------------------|-----|------------------|-------|------------|-----------------|
| CaCO ₃ | 0,0148 | 285,77 | 100 | 2.857,68 | 34,02 | 925 | 374.669,9 |
| CaO | 0,8183 | 15.842,99 | 56 | 282.910,61 | 15,85 | 925 | 17.280.2 |
| Impuritas | 0,0794 | 1.536,39 | - | - | 0,30 | 925 | 1.776.4 |
| Ash | 0,0876 | 1.695,52 | - | - | 1,14 | 925 | 1.787.92 |
| Total <45> | 1 | 19.360,67 | | 285.768,3 | | | 21.219.3 |

Aliran <42> ke cyclone

Tabel IV.85 Total Entalpi Aliran <42> ke Cyclone

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------------|--------------|------------------|-----|------------------|-------|------------|--------------------|
| H ₂ O | 0,05 | 6.291 | 18 | 349.502,1 | 38,30 | 925 | 12.380.467 |
| CO ₂ | 0,30 | 36.916,7 | 44 | 839.017,9 | 13,56 | 925 | 43.851.623 |
| SO ₂ | 0,00 | 57,6 | 64 | 900,1 | 14,18 | 925 | 49.203 |
| O ₂ | 0,03 | 4.092,9 | 32 | 127.904,5 | 8,46 | 925 | 4.170.544 |
| N ₂ | 0,61 | 74.968,6 | 28 | 2.677.452 | 7,72 | 925 | 79.697.871 |
| CaCO ₃ | 0,00 | 5,8 | 100 | 58,32 | 34,02 | 925 | 7.646 |
| Impuritas | 0,00 | 31,3 | - | - | 0,30 | 925 | 36.254,07 |
| CaO | 0,00 | 323,3 | 56 | 5.773,69 | 15,85 | 925 | 352.658,39 |
| Total <42> | 1 | 122.687,6 | | 4.000.609 | | | 140.546.267 |

HEATING VALUE

Diketahui *heating value* dari jenis batu bara yang digunakan
= 4.800 kcal/kg
= 20.083,2 kcal/kg

Tabel IV.86 Total *Heating Value* Batubara

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Kmol | Heating Value (kJ) |
|--------------|--------------|------------------|----|---------|--------------------|
| Carbon | 0,5044 | 6.604,00 | 12 | 550,334 | 132.629.511,3 |
| Hidrogen | 0,0338 | 442,54 | 2 | 221,268 | 8.887.544,57 |
| Nitrogen | 0,0084 | 109,98 | 28 | 3,928 | 2.208.738,89 |
| Sulfur | 0,0022 | 28,80 | 32 | 0,900 | 578.479,23 |
| Oksigen | 0,1933 | 2.530,84 | 32 | 79,089 | 50.827.288,93 |
| H2O | 0,1284 | 1.681,11 | 18 | 93,395 | 33.762.151,57 |
| Ash | 0,1295 | 1.695,52 | - | - | 34.051.391,19 |
| Total | 1 | 13.092,79 | | | 262.945.106 |

ENTALPI PENGUAPAN AIR

$$\begin{aligned} Q_{\text{evap}} &= Q_{\text{sens 1}} + Q_{\text{latent}} + Q_{\text{sens 2}} \\ &= 96266,85 \text{ kJ} + 10220094,196 \text{ kJ} + 111207,01 \text{ kJ} \\ &= 10.427.568,055 \end{aligned}$$

ENTALPI REAKSI

$$\Delta H \text{ Reaksi Dekomposisi} = \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{reaktan} + \Delta H \text{ Rx}$$

$$= (32721052 + (-119908,2) + 52622336) \text{ kJ} = 85.223.479,750 \text{ kJ}$$

Panas Hilang

$$Q \text{ loss} = (1 - \eta) \times \Delta H \text{ masuk}$$

$$= 10 \% \times 262.945.105,686$$

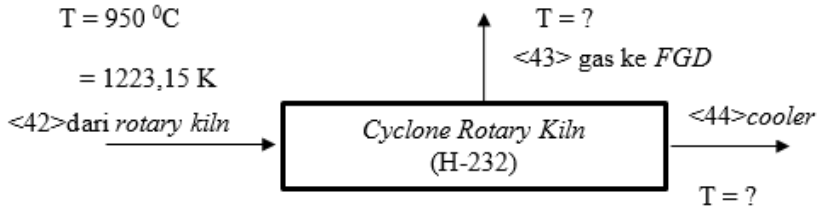
$$= 27.443.227,731 \text{ kJ}$$

Tabel IV.87 Neraca Energi Sistem *Rotary Kiln* (B-230)

| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|---------------------------|------------------------|----------------------------|------------------------|
| ΔH Aliran <33> | 144.076,387 | ΔH Aliran <45> | 21.219.302,510 |
| ΔH Aliran <40> | 472.287,489 | ΔH Aliran <42> | 140.546.267,318 |
| ΔH Aliran <38> | 443.239,690 | ΔH Rxn | 85.223.479,750 |
| <i>Heating value</i> | 262.945.105,686 | Q loss | 27.443.227,731 |
| Penguapan air | 10.427.568,055 | | |
| Total Aliran Masuk | 274.432.277,309 | Total Aliran Keluar | 274.432.277,309 |

Jadi kebutuhan batu bara untuk proses pembakaran di *Rotary Kiln*
= 13.092,79 kg

2. Cyclone Rotary Kiln (H-232)



Gambar IV.33 Blok Diagram Sistem Cyclone (H-232)

Asumsi : Effisiensi Cyclone = 99%

Tidak terjadi reaksi

INPUT

Aliran <42> dari rotary kiln

Tabel IV.88 Total Entalpi Aliran <42> dari Rotary Kiln

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|--------------|------------------|-----|------------------|-------|------------|-------------------|
| H ₂ O | 0,05 | 6.291,04 | 18 | 349.502,1 | 38,30 | 925 | 12.380.467 |
| CO ₂ | 0,30 | 36.916,79 | 44 | 839.017,9 | 13,56 | 925 | 43.851.623 |
| SO ₂ | 0,00 | 57,61 | 64 | 900,1 | 14,18 | 925 | 49.203 |
| O ₂ | 0,03 | 4.092,95 | 32 | 127.904,5 | 8,46 | 925 | 4.170.544 |
| N ₂ | 0,61 | 74.968,67 | 28 | 2.677.452 | 7,72 | 925 | 79.697.871 |
| CaCO ₃ | 0,00 | 5,83 | 100 | 58,3 | 34,02 | 925 | 7.646 |
| Impuritas | 0,00 | 31,35 | - | - | 0,30 | 925 | 36.254,07 |
| CaO | 0,00 | 323,33 | 56 | 5.773,6 | 15,85 | 925 | 352.658,39 |
| Total | 1 | 122.687,6 | | 3.645.333 | | | 80.094.430 |

OUTPUT

Aliran <43> ke Heat Exchanger sebelum masuk ke FGD

Tabel IV.89 Total Entalpi Aliran <43> ke *Heat Exchanger*

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|--------------|------------------|-----|------------------|-------|------------|-------------------|
| H ₂ O | 0,0513 | 6.291,04 | 18 | 349.502,1 | 38,30 | 925 | 12.380.467 |
| CO ₂ | 0,3009 | 36.916,79 | 44 | 839.017,9 | 13,56 | 925 | 43.851.623 |
| SO ₂ | 0,0005 | 57,61 | 64 | 900,1 | 14,18 | 925 | 49.203 |
| O ₂ | 0,0334 | 4.092,95 | 32 | 127.904,5 | 8,46 | 925 | 4.170.544 |
| N ₂ | 0,6111 | 74.968,67 | 28 | 2.677.452 | 7,72 | 925 | 79.697.871 |
| CaCO ₃ | 0,0000 | 0,06 | 100 | 0,58 | 34,02 | 925 | 76 |
| Impuritas | 0,0000 | 0,31 | - | - | 0,30 | 925 | 362,54 |
| CaO | 0,0000 | 3,23 | 56 | 57,74 | 15,85 | 925 | 3.526,58 |
| Total | 1 | 122.330,7 | | 3.645.276 | | | 79.701.837 |

Tabel IV.90 Total Entalpi Aliran <44> ke *Cooler*

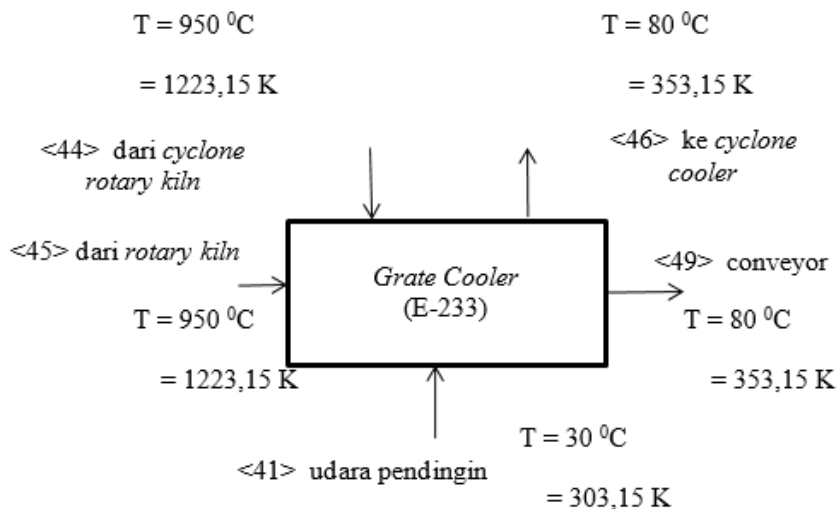
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|--------------|--------------|-----|-----------|-------|------------|-----------------|
| CaCO ₃ | 0,0000 | 5,7 | 100 | 57,7 | 34,02 | 925 | 7.570 |
| Impuritas | 0,0003 | 31,04 | - | - | 0,30 | 925 | 35.891,53 |
| CaO | 0,0026 | 320, | 56 | 5.715,9 | 15,85 | 925 | 349.131,81 |
| Total | 0 | 356,9 | | 58 | | | 392.593 |

Tabel IV.91 Neraca Energi Sistem *Cyclone Rotary Kiln* (H-232)

| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|---------------------------|-----------------------|----------------------------|-----------------------|
| ΔH Aliran <42> | 80.094.430,063 | ΔH Aliran <43> | 79.701.836,864 |
| | | ΔH Aliran <44> | 392.593,199 |
| Total Aliran Masuk | 80.094.430,063 | Total Aliran Keluar | 80.094.430,063 |

Jadi temperatur keluar dari *Cyclone* = 950 °C
 = 1.223,15 K

3. *Grate Cooler* (E-233)



Massa udara pendingin ?

Gambar IV.34 Blok Diagram Sistem *Grate Cooler* (E-233)

Asumsi : Tidak terjadi reaksi

INPUT

Aliran <45> dari rotary kiln

Tabel IV.92 Total Entalpi Aliran <45> dari Rotary Kiln

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|--------------|-----------------|-----|-----------|-------|------------|-------------------|
| CaCO ₃ | 0,015 | 285,77 | 100 | 2.857,6 | 34,02 | 925 | 374.670 |
| Impuritas | 0,079 | 1.536,39 | - | - | 0,3 | 925 | 1.776.449 |
| CaO | 0,818 | 15.842,9 | 56 | 282.910,6 | 15,85 | 925 | 17.280.261 |
| Ash | 0,088 | 1.695,52 | - | - | 1,14 | 925 | 1.787.922 |
| Total | 1,000 | 19.360,6 | | | | | 21.219.303 |

Aliran <44> cyclone rotary kiln

Tabel IV.93 Total Entalpi Aliran <44> dari Cyclone Rotary Kiln

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|--------------|--------------|-----|-----------|-------|------------|-------------------|
| CaCO ₃ | 0,016 | 5,77 | 100 | 57,737 | 34,02 | 925 | 7.569,86 |
| Impuritas | 0,087 | 31,04 | - | - | 0,300 | 925 | 35.892 |
| CaO | 0,897 | 320,09 | 56 | 5.715,949 | 15,85 | 925 | 349.131,81 |
| Total | 1,000 | 356,9 | | | | | 392.593,20 |

Aliran <41> udara pendingin

Tabel IV.94 Total Entalpi Aliran <41> dari Udara Pendingin

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|----------------|--------------|------------------|----|-------------------|------|------------|------------------|
| O ₂ | 0,21 | 87.215,6 | 32 | 2.725.490 | 6,31 | 5 | 358.048,40 |
| N ₂ | 0,79 | 328.097,0 | 28 | 11.717.753 | 6,80 | 5 | 1.660.784 |
| Total | 1,00 | 415.312,7 | | 14.443.243 | | | 2.018.832 |

OUTPUT

Aliran <49> ke *Conveyor*

Tabel IV.95 Total Entalpi Aliran <49> ke *Conveyor*

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|--------------|-----------------|-----|---------|-------|------------|-----------------|
| CaCO ₃ | 0,0148 | 285,7 | 100 | 2.857,1 | 21,41 | 55 | 14.019,95 |
| Impuritas | 0,0795 | 1.536,1 | - | - | 0,3 | 55 | 105.605,60 |
| CaO | 0,8197 | 15.839,8 | 56 | 282.854 | 10,84 | 55 | 702.868,58 |
| Ash | 0,0860 | 1.661,6 | - | - | 1,14 | 55 | 104.182,69 |
| Total | 1 | 19.323,2 | | | | | 926.677 |

Aliran <46> ke *Cyclone Cooler*

Tabel IV.96 Total Entalpi Aliran <46> ke *Cyclone Cooler*

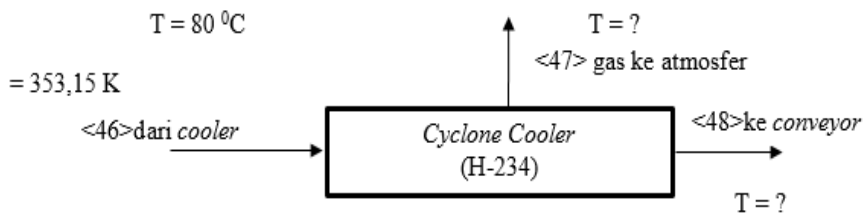
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|---------------|------------------|-----|------------|-------|------------|-------------------|
| CaCO ₃ | 0,0000 | 5,8 | 100 | 58,31 | 21,41 | 55 | 286,12 |
| Impuritas | 0,0001 | 31,3 | - | - | 0,3 | 55 | 2.155,22 |
| CaO | 0,0008 | 323,2 | 56 | 5.772,53 | 10,84 | 55 | 14.344,26 |
| Ash | 0,0001 | 33,9 | - | - | 1,14 | 55 | 2.126,18 |
| O ₂ | 0,2098 | 87.215,6 | 32 | 2.725.490 | 6,856 | 55 | 4.282.249 |
| N ₂ | 0,7893 | 328.097,1 | 28 | 11.717.753 | 6,853 | 55 | 18.402.890 |
| Total | 1,0000 | 415.707,1 | | | | | 22.704.051 |

Tabel IV.97 Neraca Energi Sistem *Grate Cooler* (E-233)

| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|---------------------------|-----------------------|----------------------------|-----------------------|
| ΔH Aliran <44> | 392.593,199 | ΔH Aliran <46> | 22.704.051,309 |
| ΔH Aliran <45> | 21.219.302,510 | ΔH Aliran <49> | 926.676,828 |
| ΔH Aliran <41> | 2.018.832,428 | | |
| Total Aliran Masuk | 23.630.728,137 | Total Aliran Keluar | 23.630.728,137 |

Jadi massa udara pendingin yang dibutuhkan = 415.312,77 kg

4. *Cyclone Cooler* (H-234)



Gambar IV.35 Blok Diagram Sistem *Cyclone Cooler* (H-234)

Asumsi : Tidak terjadi reaksi

INPUT

Aliran <46> dari grate cooler

Tabel IV.98 Total Entalpi Aliran <46> dari grate cooler

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|---------------|------------------|-----|------------|-------|------------|-------------------|
| CaCO ₃ | 0,0000 | 5,8 | 100 | 58,31 | 21,41 | 55 | 286,12 |
| Impuritas | 0,0001 | 31,3 | - | - | 0,3 | 55 | 2.155,22 |
| CaO | 0,0008 | 323,2 | 56 | 5.772,53 | 10,84 | 55 | 14.344,26 |
| Ash | 0,0001 | 33,9 | - | - | 1,14 | 55 | 2.126,18 |
| O ₂ | 0,2098 | 87.215,6 | 32 | 2.725.490 | 6,856 | 55 | 4.282.249 |
| N ₂ | 0,7893 | 328.097,1 | 28 | 11.717.753 | 6,853 | 55 | 18.402.890 |
| Total | 1,0000 | 415.707,1 | | | | | 22.704.051 |

OUTPUT

Aliran <47> gas ke atmosfer

Tabel IV.99 Total Entalpi Aliran <47> ke atmosfer

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|---------------|------------------|-----|------------|-------|------------|-------------------|
| CaCO ₃ | 0,0000 | 0,1 | 100 | 0,58 | 21,41 | 55 | 2,86 |
| Impuritas | 0,0000 | 0,3 | - | - | 0,3 | 55 | 21,55 |
| CaO | 0,0000 | 3,2 | 56 | 57,73 | 10,84 | 55 | 143,44 |
| Ash | 0,0000 | 0,3 | - | - | 1,14 | 55 | 21,26 |
| O ₂ | 0,2100 | 87.215,6 | 32 | 2.725.490 | 6,856 | 55 | 4.282.249 |
| N ₂ | 0,7900 | 328.097,1 | 28 | 11.717.753 | 6,853 | 55 | 18.402.890 |
| Total | 1,0000 | 415.316,7 | | | | | 22.685.329 |

Aliran <48> ke *conveyor*

Tabel IV.100 Total Entalpi Aliran <48> ke *conveyor*

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|---------------|--------------|-----|----------|-------|------------|-----------------|
| CaCO ₃ | 0,0148 | 5,7 | 100 | 57,73 | 21,41 | 55 | 283,26 |
| Impuritas | 0,0795 | 31 | - | - | 0,3 | 55 | 2.133,66 |
| CaO | 0,8197 | 320,0 | 56 | 5.714,81 | 10,84 | 55 | 14.200,81 |
| Ash | 0,0860 | 33,5 | - | - | 1,14 | 55 | 2.104,92 |
| Total | 1,0000 | 390,4 | | | | | 18.723 |

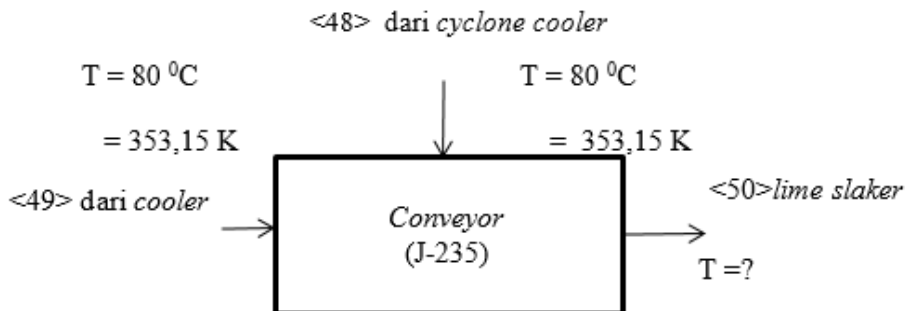
Tabel IV.101 Neraca Energi Sistem *Cyclone Cooler* (H-234)

| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|---------------------------|-----------------------|----------------------------|-----------------------|
| ΔH Aliran <46> | 22.704.051,309 | ΔH Aliran <47> | 22.685.328,655 |
| | | ΔH Aliran <48> | 18.722,654 |
| Total Aliran Masuk | 22.704.051,309 | Total Aliran Keluar | 22.704.051,309 |

Jadi temperatur keluar *Cyclone Cooler* = 80 °C

= 353,15 K

5. Conveyor (J-235)



Gambar IV.36 Blok Diagram Sistem Conveyor (J-235)

INPUT

Aliran <49> dari grate cooler

Tabel IV.102 Total Entalpi Aliran <49> dari Grate Cooler

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|---------------|-----------------|-----|------------|-------|------------|-----------------|
| CaCO ₃ | 0,0148 | 285,7 | 100 | 2.857,11 | 21,41 | 55 | 14.019,95 |
| Impuritas | 0,0795 | 1.536,1 | - | - | 0,3 | 55 | 105.605,60 |
| CaO | 0,8197 | 15.839,8 | 56 | 282.854,03 | 10,84 | 55 | 702.868,58 |
| Ash | 0,0860 | 1.661,6 | - | - | 1,14 | 55 | 104.182,69 |
| Total | 1,0000 | 19.323,2 | | | | | 926.677 |

Aliran <48> dari cyclone cooler

Tabel IV.103 Total Entalpi Aliran <48> dari *Cyclone Cooler*

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|---------------|--------------|-----|----------|-------|------------|-----------------|
| CaCO ₃ | 0,0148 | 5,7 | 100 | 57,73 | 21,41 | 55 | 283,26 |
| Impuritas | 0,0795 | 31,0 | - | - | 0,3 | 55 | 2.133,66 |
| CaO | 0,8197 | 320,0 | 56 | 5.714,81 | 10,84 | 55 | 14.200,81 |
| Ash | 0,0017 | 33,5 | - | - | 1,14 | 55 | 2.104,92 |
| Total | 0,9157 | 390,4 | | | | | 18.723 |

OUTPUT

Aliran <50> ke Lime Slaker

Tabel IV.104 Total Entalpi Aliran <50> ke *Lime Slaker*

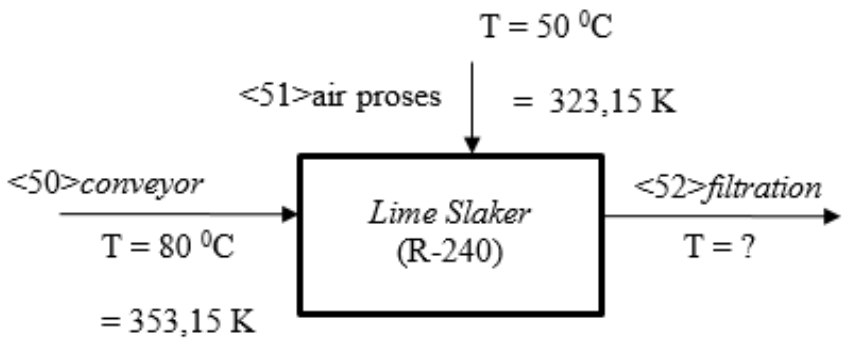
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|---------------|-----------------|-----|------------|-------|------------|-----------------|
| CaCO ₃ | 0,0148 | 291,4 | 100 | 2.914,84 | 21,41 | 55 | 14.303,21 |
| Impuritas | 0,0795 | 1.567,1 | - | - | 0,3 | 55 | 107.739,26 |
| CaO | 0,8197 | 16.159,8 | 56 | 288.568,84 | 10,84 | 55 | 717.069,40 |
| Ash | 0,0860 | 1.695,2 | - | - | 1,14 | 55 | 106.287,61 |
| Total | 1,0000 | 19.713,6 | | | | | 945.399 |

Tabel IV.105 Neraca Energi Sistem *Conveyor* (J-235)

| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|---------------------------|--------------------|----------------------------|--------------------|
| ΔH Aliran <49> | 926.676,828 | ΔH Aliran <50> | 945.399,482 |
| ΔH Aliran <48> | 18.722,654 | | |
| Total Aliran Masuk | 945.399,482 | Total Aliran Keluar | 945.399,482 |

Jadi temperatur keluar *Conveyor* = 80,00 °C
 = 353,1 K

6. *Lime Slaker* (R-240)



Gambar IV.37 Blok Diagram Sistem *Lime Slaker* (R-240)

Reaksi : $\text{CaO (s)} + \text{H}_2\text{O (l)} \longrightarrow \text{Ca(OH)}_2$

INPUT

Aliran <50> dari Conveyor

Tabel IV.106 Total Entalpi Aliran <50> dari conveyor

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|---------------|-----------------|-----|------------|-------|------------|-----------------|
| CaCO ₃ | 0,0148 | 291,4 | 100 | 2.914,84 | 21,41 | 55 | 14.303,21 |
| Impuritas | 0,0795 | 1.567,1 | - | - | 0,3 | 55 | 107.739,26 |
| CaO | 0,8197 | 16.159,8 | 56 | 288.568,84 | 10,84 | 55 | 717.069,40 |
| Ash | 0,0860 | 1.695,2 | - | - | 1,14 | 55 | 106.287,61 |
| Total | 1,0000 | 19.713,6 | | | | | 945.399 |

Aliran <51> Air Proses

Tabel IV.107 Total Entalpi Aliran <51> Air Proses

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|------------------|---------------|-----------------|----|-----------|-------|------------|------------------|
| H ₂ O | 1,0000 | 52.467,1 | 18 | 2.914.837 | 18,12 | 25 | 5.502.884 |
| Total | 1,0000 | 52.467,1 | | | | | 5.502.884 |

OUTPUT

Aliran <52> ke *Dewatering Screen*

Tabel IV.108 Total Entalpi Aliran <52> ke *Dewatering Screen*

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | B M | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------------|--------------|-----------------|-----|----------|------|------------|------------------|
| CaCO ₃ | 0,004 | 291,4 | 100 | 2.914,84 | 22,9 | 120,6 | 33.556,06 |
| Impuritas | 0,022 | 1.567,1 | - | - | 0,3 | 120,6 | 236.289,5 |
| CaO | 0,00 | 0,00 | 56 | 0,00 | 11,4 | 120,6 | 0,00 |
| Ash | 0,023 | 1.695,1 | - | - | 1,14 | 120,6 | 233.105,8 |
| H ₂ O | 0,655 | 47.272,8 | 18 | 2.626.26 | 18,2 | 120,6 | 24.064.29 |
| Ca(OH) ₂ | 0,296 | 21.354,1 | 74 | 288.568 | 21,4 | 120,6 | 3.103.739 |
| Total <52> | 1 | 72.180,6 | | | | | 27.670.98 |

ENTHALPHY REAKSI

$$\Delta H \text{ Reaksi} = \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H R_x$$

$$= ((-1.261,855) + 3.103,739 + (-23.064.585,59)) \text{ kJ}$$

$$= -21.222,701 \text{ kJ}$$

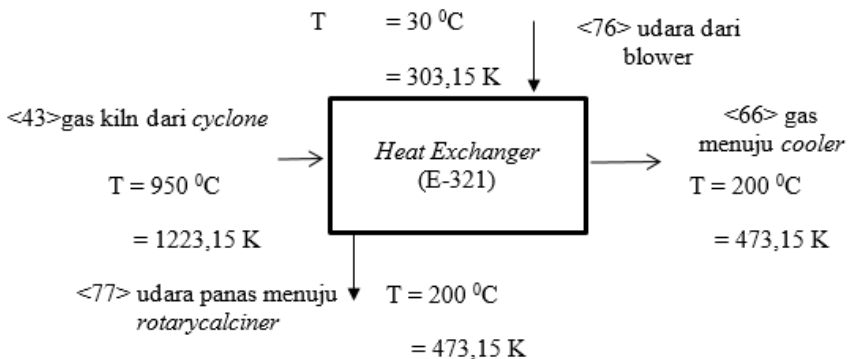
Tabel IV.109 Neraca Energi Sistem *Lime Slaker* (R-240)

| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|---------------------------|-----------------------|----------------------------|-----------------------|
| ΔH Aliran <50> | 945.399,482 | ΔH Aliran <52> | 27.670.984,515 |
| ΔH Aliran <51> | 5.502.883,873 | | |
| ΔH Reaksi | 21.222.701,160 | | |
| Total Aliran Masuk | 27.670.984,515 | Total Aliran Keluar | 27.670.984,515 |

Jadi temperatur keluar dari *Lime Slaker* = 145,62 °C = 418,77 K

IV.2.3 NH₃ ABSORPTION AND KARBONATION SECTION

1. Heat Exchanger (E-321)



Gambar IV.38 Blok Diagram Sistem *Heat Exchanger* (E-321)

Asumsi : Tidak terjadi reaksi

INPUT

Aliran <43> gas kiln dari cyclone

Tabel IV.110 Total Entalpi Aliran <43> Gas Kiln dari Cyclone

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|---------------|------------------|-----|-----------|-------|------------|--------------------|
| H ₂ O | 0,0514 | 6.291 | 18 | 349.502,1 | 9,19 | 925 | 12.380.467 |
| CO ₂ | 0,3018 | 36.916,7 | 44 | 839.017,9 | 13,56 | 925 | 43.851.623 |
| SO ₂ | 0,0005 | 57,6 | 64 | 900,1 | 14,18 | 925 | 49.203 |
| O ₂ | 0,0335 | 4.092,9 | 32 | 127.904,5 | 8,46 | 925 | 4.170.544 |
| N ₂ | 0,6128 | 74.968,6 | 28 | 2.677.45 | 7,72 | 925 | 79.697.871 |
| CaCO ₃ | 0,0000 | 0,0 | 100 | 0,5 | 34,02 | 925 | 76 |
| Impuritas | 0,0000 | 0,3 | - | - | 0,30 | 925 | 363 |
| CaO | 0,0000 | 3,2 | 56 | 57,74 | 15,85 | 925 | 3.527 |
| Total | 1,0000 | 122.330,6 | | | | | 140.153.674 |

Aliran <76> udara dari *blower*

Tabel IV.111 Total Entalpi Aliran <76> Udara dari *Blower*

| Komponen | Fraaksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|----------------|---------------|------------------|----|------------|------|------------|------------------|
| O ₂ | 0,2100 | 140.788,4 | 32 | 4.399.637 | 6,31 | 5 | 577.981,54 |
| N ₂ | 0,7900 | 529.632,4 | 28 | 18.915.446 | 6,80 | 5 | 2.680.929 |
| Total | 1,00 | 670.420,8 | | | | 5 | 3.258.911 |

OUTPUT

Aliran <66> gas ke FGD

Tabel IV.112 Total Entalpi Aliran <66> Gas ke FGD

| Komponen | Fraaksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|---------------|------------------|-----|-----------|-------|------------|-------------------|
| H ₂ O | 0,0514 | 6.291 | 18 | 349.502,1 | 8,21 | 175 | 2.092.494 |
| CO ₂ | 0,3018 | 36.916,7 | 44 | 839.017,9 | 10,76 | 175 | 6.584.728 |
| SO ₂ | 0,0005 | 57,6 | 64 | 900,1 | 10,21 | 175 | 6.699,76 |
| O ₂ | 0,0335 | 4.092,9 | 32 | 127.904,5 | 7,55 | 175 | 704.481,09 |
| N ₂ | 0,6128 | 74.968,6 | 28 | 2.677.45 | 6,97 | 175 | 13.613.744 |
| CaCO ₃ | 0,0000 | 0,06 | 100 | 0,5 | 23,93 | 175 | 10,18 |
| Impuritas | 0,0000 | 0,31 | - | - | 0,30 | 175 | 68,59 |
| CaO | 0,0000 | 3,23 | 56 | 57,7 | 11,81 | 175 | 497,10 |
| Total | 1,0000 | 122.330,6 | | | | | 23.002.722 |

Aliran <77> Gas ke *rotary calciner*

Tabel IV.113 Total Entalpi Aliran <77> ke *rotary calciner*

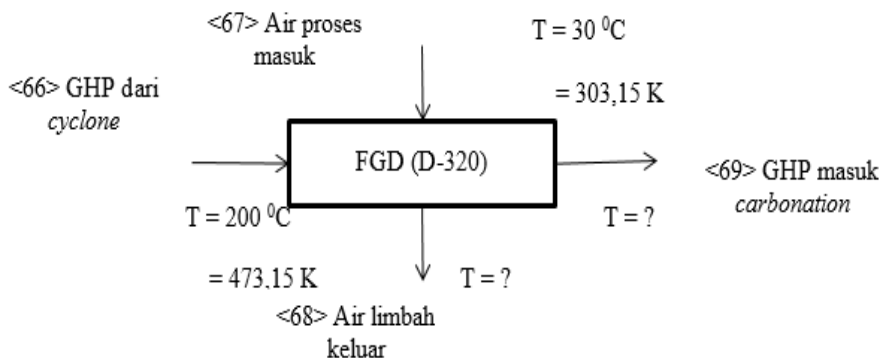
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|----------------|---------------|------------------|----|----------|------|------------|--------------------|
| O ₂ | 0,2100 | 140.788,3 | 32 | 4.399.6 | 7,55 | 175 | 24.232.605 |
| N ₂ | 0,7900 | 529.632,4 | 28 | 18.915.4 | 6,97 | 175 | 96.177.258 |
| Total | 1,0000 | 670.420,8 | | | | | 120.409.863 |

Tabel IV.114 Neraca Energi Sistem *Heat Exchanger* (E-321)

| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|---------------------------|------------------------|----------------------------|------------------------|
| ΔH Aliran <43> | 140.153.674,119 | ΔH Aliran <66> | 23.002.721,912 |
| ΔH Aliran <76> | 3.258.910,997 | ΔH Aliran <77> | 120.409.863 |
| Total Aliran Masuk | 143.412.585,116 | Total Aliran Keluar | 143.412.585,116 |

Jadi, total udara yang dibutuhkan = 670.420,86 kg

2. *Flue Gas Desulphurization (D-320)*

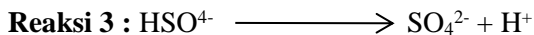
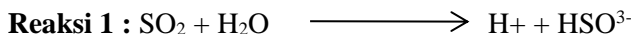


Gambar IV.39 Blok Diagram Sistem *Flue Gas Desulphurization* (D-320)

Asumsi : SO_2 bereaksi sempurna menjadi SO_4^{2-}

Sumber : PLTU Paiton

Reaksi yang terjadi :



INPUT

Aliran <66> GHP dari cyclone (keluaran HE (E-321))

Tabel IV.115 Total Entalpi Aliran <66> GHP dari cyclone

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|--------------|------------|-----|-----------|------|------------|-----------------|
| H ₂ O | 0,0514 | 6.291 | 18 | 349.502,1 | 8,2 | 175 | 2.092.494 |
| CO ₂ | 0,3018 | 36.916,7 | 44 | 839.017,9 | 10,7 | 175 | 6.584.728 |
| SO ₂ | 0,0005 | 57,6 | 64 | 900,1 | 10,2 | 175 | 6.699,76 |
| O ₂ | 0,0335 | 4.092,9 | 32 | 127.904,5 | 7,5 | 175 | 704.481,09 |
| N ₂ | 0,6128 | 74.968,6 | 28 | 2.677,4 | 6,9 | 175 | 13.613.744 |
| CaCO ₃ | 0,0000 | 0,06 | 100 | 0,58 | 23,9 | 175 | 10,18 |
| Impuritas | 0,0000 | 0,31 | - | - | 0,3 | 175 | 0,07 |
| CaO | 0,0000 | 3,23 | 56 | 57,74 | 11,8 | 175 | 497,10 |
| Total | 1,0000 | 122.330,6 | | | | | 23.002.653 |

Aliran <67> Air Proses

Tabel IV.116 Kebutuhan air proses <67> yang masuk ke FGD

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|------------------|--------------|------------|----|---------|------|------------|-----------------|
| H ₂ O | 1 | 16,20 | 18 | 900,129 | 18,1 | 5 | 339,44236 |

OUTPUT

Aliran <69> GHP menuju kolom karbonasi (D-330)

Tabel IV.117 GHP menuju kolom karbonasi (D-330)

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|---------------|------------------|-----|-----------|-------|------------|------------------|
| H ₂ O | 0,0515 | 6.291,04 | 18 | 349.502,1 | 8,21 | 175,6 | 2.100.948 |
| CO ₂ | 0,3020 | 36.916,79 | 44 | 839.017,9 | 10,77 | 175,6 | 6.613.456 |
| O ₂ | 0,0334 | 4.078,54 | 32 | 127.454,5 | 7,56 | 175,6 | 705.018,9 |
| N ₂ | 0,6132 | 74.968,67 | 28 | 2.677.45 | 6,97 | 175,6 | 13.668.85 |
| CaCO ₃ | 0,0000 | 0,06 | 100 | 0,5 | 23,94 | 175,6 | 10,22 |
| Impuritas | 0,0000 | 0,31 | - | - | 0,30 | 175,6 | 68,86 |
| CaO | 0,0000 | 3,23 | 56 | 57,7 | 11,81 | 175,6 | 499,26 |
| Total | 1,0000 | 122.258,6 | | | | | 23.088.86 |

Aliran <68> Air Limbah

Tabel IV.118 Air Limbah <68> keluar FGD

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------------------|--------------|-------------|----|---------|-------|------------|-------------------|
| H ₂ O | 0,00 | 0,0 | 18 | 0,00 | 18,29 | 175,6 | 0,00 |
| H ⁺ | 0,02 | 1,8 | 1 | 1.800,2 | 0,00 | 175,6 | 0,00 |
| SO ₄ ²⁻ | 0,98 | 86,4 | 96 | 900,1 | -293 | 175,6 | -193.068,3 |
| Total | 1,00 | 88,2 | | | | | -193.068,3 |

ENTALPI REAKSI

$$\Delta H \text{ Reaksi I} = \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ Rx}$$

$$= ((-12.088,90) + (-8.381,67) + (-36.923,30)) \text{ kJ}$$

$$= -57.393,870 \text{ kJ}$$

$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ Reaksi 2} &= \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H R_x \\
 &= (5.869,80 + (-13.284,2) + (-237.328,09)) \text{ kJ} \\
 &= 244.742,442 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

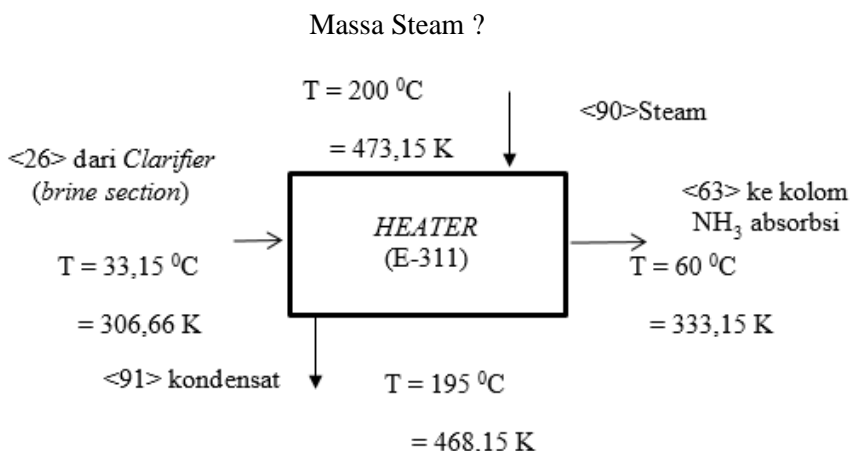
$$\begin{aligned}
 \Delta H \text{ Reaksi 3} &= \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H R_x \\
 &= (13.231,90 + (-46.336,4) + 9.901,42) \text{ kJ} \\
 &= -23.203,1 \text{ kJ}
 \end{aligned}$$

Tabel IV.119 Neraca Energi FGD (D-320)

| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|------------------------|-----------------------|------------------------|-----------------------|
| Arus | ΔH (kJ) | Arus | ΔH (kJ) |
| ΔH Aliran <66> | 23.002.653,392 | ΔH Aliran <69> | 23.088.857,817 |
| ΔH Aliran <67> | 339,442 | ΔH Aliran <68> | 193068,2679 |
| ΔH Reaksi 1 | 57.393,870 | ΔH Reaksi 3 | 23.203,1 |
| ΔH Reaksi 2 | 244.742,442 | | |
| Total | 23.305.129,146 | Total | 23.305.129,146 |

Jadi temperatur keluar FGD ke kolom karbonasi = 200,69 °C
= 473,84 K

3. Heater (E-311)



Gambar IV.40 Blok Diagram Sistem *Heater* (E-311)

Asumsi : Tidak terjadi reaksi

INPUT

Aliran <26> dari Clarifier

Tabel IV.120 Total Entalpi Aliran <26> dari *Clarifier*

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|---------------------------------|---------------|------------------|-------|-----------|------|------------|------------------|
| NaCl | 0,2349 | 33.016,6 | 58,44 | 564.967,1 | 15,9 | 8,5 | 318.604,62 |
| H ₂ O | 0,7624 | 107.183,9 | 18 | 5.954.661 | 18,1 | 8,5 | 3.823.729 |
| Mg(OH) ₂ | 0,0006 | 83,7 | 58 | 1.444,15 | 18,2 | 8,5 | 932,22 |
| CaCl ₂ | 0,0009 | 128,1 | 111 | 1.154,87 | 18,1 | 8,5 | 740,72 |
| Na ₂ SO ₄ | 0,0006 | 86,7 | 142 | 610,71 | 32,8 | 8,5 | 710,46 |
| CaCO ₃ | 0,0004 | 61,1 | 100 | 610,71 | 20,1 | 8,5 | 434,40 |
| Impurities | 0,0002 | 24,8 | - | - | 0,3 | 8,5 | 264,57 |
| P.A.M | 0,0000 | 0,14 | 71 | 1,96 | 96 | 8,5 | 1,60 |
| Total | 1,0000 | 140.585,3 | | | | | 4.145.418 |

OUTPUT

Aliran <63> ke kolom NH₃ Absorbsi

Tabel IV.121 Total Entalpi Aliran <63> Gas ke kolom NH₃ Absorbsi

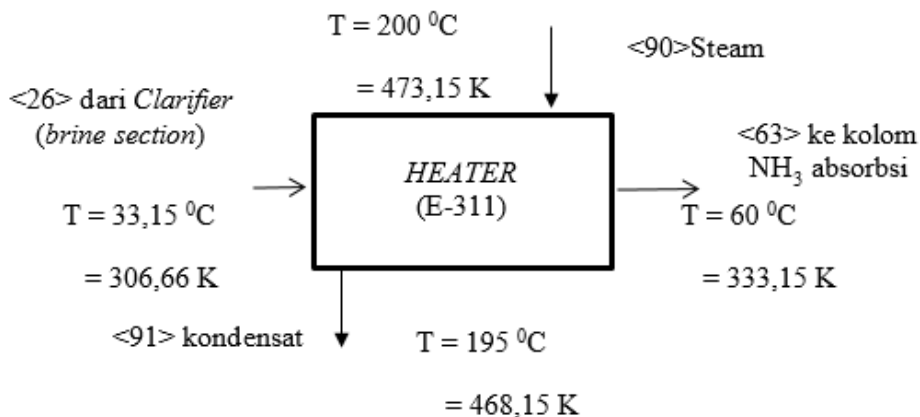
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|---------------------------------|---------------|------------------|-------|-----------|-------|----|-------------------|
| NaCl | 0,2349 | 33.016,68 | 58,44 | 564.967,1 | 15,90 | 35 | 1.310.018 |
| H ₂ O | 0,7624 | 107.183,9 | 18 | 5.954.661 | 18,14 | 35 | 15.748.26 |
| Mg(OH) ₂ | 0,0006 | 83,76 | 58 | 1.444,15 | 18,20 | 35 | 3.833,02 |
| CaCl ₂ | 0,0009 | 128,19 | 111 | 1.154,87 | 18,19 | 35 | 3.062,86 |
| Na ₂ SO ₄ | 0,0006 | 86,72 | 142 | 610,71 | 32,80 | 35 | 2.921,21 |
| CaCO ₃ | 0,0004 | 61,07 | 100 | 610,71 | 20,87 | 35 | 1.858,68 |
| Impurities | 0,0002 | 24,87 | - | | 0,30 | 35 | 1.087,86 |
| P.A.M | 0,0000 | 0,14 | 71 | 1,96 | 96,00 | 35 | 6,59 |
| Total | 1,0000 | 140.585,3 | | | | | 17.071.048 |

Tabel IV.122 Neraca Energi Sistem *Heater* (E-311)

| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|----------------|-----------------------|----------------|-----------------------|
| Arus | ΔH (kJ) | Arus | ΔH (kJ) |
| ΔH Aliran <26> | 4.145.417,624 | ΔH Aliran <63> | 17.071.047,973 |
| ΔHs masuk | 18.609.307,063 | ΔHs keluar | 5.683.676,71 |
| Total | 22.754.724,686 | Total | 22.754.724,686 |

Total steam yang dibutuhkan = 6.667,85 kg

4. Cooler (E-313)



Massa air proses ?

Gambar IV.41 Blok Diagram Sistem Cooler (E-313)

INPUT

Aliran <61> gas dari *prelimer*

Tabel IV.123 Total Entalpi Aliran <61> Gas dari *Prelimer*

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|------------------|---------------|-----------------|----|------------|------|------------|-------------------|
| NH ₃ | 0,0570 | 7.969,8 | 17 | 468.814,26 | 9,07 | 77,4 | 1.370.266 |
| CO ₂ | 0,0075 | 1.054,4 | 44 | 23.964,54 | 9,98 | 77,4 | 77.127,75 |
| H ₂ O | 0,9355 | 130.888,8 | 18 | 7.271.604 | 8,11 | 77,4 | 19.022.520 |
| Total | 1,0000 | 76.402,0 | | | | | 20.469.914 |

OUTPUT

Aliran <62> gas menuju kolom absorber

Tabel IV.124 Total Entalpi Aliran <62> Gas menuju kolom absorber

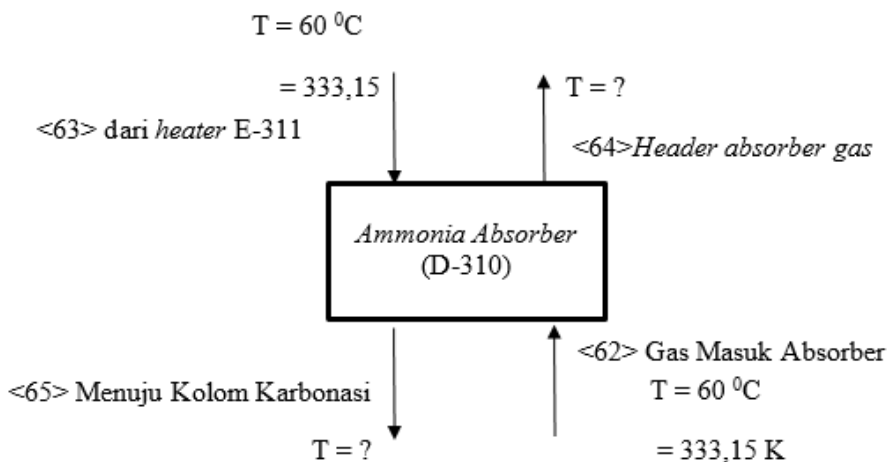
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|------------------|---------------|-----------------|----|------------|------|------------|------------------|
| NH ₃ | 0,0570 | 7.969,8 | 17 | 468.814,26 | 8,8 | 35 | 601.566 |
| CO ₂ | 0,0075 | 1.054,4 | 44 | 23.964,54 | 9,49 | 35 | 33.170,8 |
| H ₂ O | 0,9355 | 130.888,8 | 18 | 7.271.604 | 8,08 | 35 | 8.568,618 |
| Total | 1,0000 | 76.402,0 | | | | | 9.203.354 |

Tabel IV.125 Neraca Energi Sistem *Cooler* (E-313)

| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|------------------------|-----------------------|-----------------------------|-----------------------|
| Arus | ΔH (kJ) | Arus | ΔH (kJ) |
| ΔH Aliran <61> | 20.469.913,638 | ΔH Aliran <62> | 9.203.354,462 |
| | | $\Delta H_{cooling\ water}$ | 11.266.559,18 |
| Total | 20.469.913,638 | Total | 20.469.913,638 |

Total *cooling water* yang dibutuhkan = 141.638,34 kg

5. KOLOM AMMONIA ABSORBER (D-310)



Gambar IV.42 Blok Diagram Sistem *Ammonia Absorber* (D-310)

Asumsi : NH_3 terabsorb sempurna oleh H_2O

Konversi CO_2 = 90 %

Konversi NH_4HCO_3 = 90 %

Reaksi yang terjadi :



INPUT

ΔH_{63} dari Heater (E-311)

Tabel IV.126 Total Entalpi Aliran $_{63}$ dari Heater (E-311)

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|---------------------------------|---------------|------------------|-------|-----------|------|------------|-------------------|
| NaCl | 0,2349 | 33.016,68 | 58,44 | 564.967,1 | 15,9 | 35 | 1.310.018 |
| H ₂ O | 0,7624 | 107.183,9 | 18 | 5.954.66 | 18,1 | 35 | 15.748.260 |
| Mg(OH) ₂ | 0,0006 | 83,76 | 58 | 1.444,15 | 18,2 | 35 | 3.833,02 |
| CaCl ₂ | 0,0009 | 128,19 | 111 | 1.154,87 | 18,1 | 35 | 3.062,86 |
| Na ₂ SO ₄ | 0,0006 | 86,72 | 142 | 610,71 | 32,8 | 35 | 2.921,21 |
| CaCO ₃ | 0,0004 | 61,07 | 100 | 610,71 | 20,8 | 35 | 1.858,68 |
| Impuritas | 0,0002 | 24,87 | - | - | 0,3 | 35 | 1.087,86 |
| P.A.M | 0,0000 | 0,14 | 71 | 1,96 | 96,0 | 35 | 6,59 |
| Total | 1,0000 | 140.585,3 | | | | | 17.071.048 |

Aliran $_{62}$ Gas masuk absorber

Tabel IV.127 Total Entalpi Aliran $_{62}$ Gas masuk absorber (E-313)

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|------------------|---------------|------------------|----|-----------|-----|------------|-------------------|
| NH ₃ | 0,1308 | 19.856,8 | 17 | 1.902.300 | 8,8 | 35 | 1.498.795 |
| CO ₂ | 0,0069 | 1.054,4 | 44 | 23.964,55 | 9,5 | 35 | 33.170,80 |
| H ₂ O | 0,8622 | 130.888,8 | 18 | 3.743.206 | 8,1 | 35 | 8.568.618 |
| Total | 1,0000 | 151.800,1 | | | | | 10.100,584 |

OUTPUT

$\Delta H <65>$ Menuju Kolom Karbonasi

Tabel IV.128 Total Entalpi Aliran <65> menuju kolom karbonasi

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|----------------------------------|---------------|------------------|-------|-----------|------|------------|-----------------|
| NaCl | 0,1975 | 31.882,2 | 58,44 | 545.555,8 | 15,9 | 32,9 | 1.191.66 |
| H ₂ O | 0,5338 | 86.159 | 18 | 4.786.615 | 18,1 | 32,9 | 11.923.6 |
| Mg(OH) ₂ | 0,0005 | 83,7 | 58 | 1.444,1 | 18,2 | 32,9 | 3.610,79 |
| CaCl ₂ | 0,0008 | 128,1 | 111 | 1.154,87 | 18,1 | 32,9 | 2.884,03 |
| Na ₂ SO ₄ | 0,0005 | 86,7 | 142 | 610,71 | 32,8 | 32,9 | 2.751,84 |
| CaCO ₃ | 0,0004 | 61,0 | 100 | 610,71 | 20,8 | 32,9 | 1.746,04 |
| Impuritis | 0,0000 | 0,00 | - | - | 0,3 | 32,9 | 0,00 |
| CaO | 0,0002 | 24,8 | 106 | 234,5 | 10,6 | 32,9 | 342,16 |
| NaHCO ₃ | 0,0101 | 1.630,5 | 84 | 19.411,6 | 21,6 | 32,9 | 57.670,0 |
| NH ₄ Cl | 0,0064 | 1.038,3 | 53,49 | 19.411,2 | 21,9 | 32,9 | 58.564,0 |
| NH ₄ HCO ₃ | 0,0011 | 170,3 | 79,06 | 2.155,17 | 53,9 | 32,9 | 15.972,5 |
| NH ₄ OH | 0,2486 | 40.126,7 | 35 | 1.146.478 | 19,1 | 32,9 | 3.008.27 |
| P.A.M | 0,0000 | 0,14 | 71 | 1,96 | 96 | 32,9 | 6,21 |
| Total | 1,0000 | 161.391,9 | | | | | 16.267.1 |

Aliran <64>Header Absorber Gas

Tabel IV.129 Total Entalpi Aliran <64> menuju header absorber gas

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|------------------|---------------|------------------|----|-----------|------|------------|-------------------|
| CO ₂ | 0,0008 | 105,4 | 44 | 2.396,45 | 8,8 | 35 | 3.075,05 |
| H ₂ O | 0,9992 | 130.888,8 | 18 | 7.271.604 | 11,3 | 35 | 11.973.654 |
| Total | 1,0000 | 130.994,3 | | | | | 11.976.729 |

ENTALPI REAKSI

$$\Delta H \text{ Reaksi I} = \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ Rx}$$

$$= ((-89.929,8) + 159.847,1 + 3.827473,41) \text{ kJ}$$

$$= 3.897.390,7 \text{ kJ}$$

$$\Delta H \text{ Reaksi 2} = \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ Rx}$$

$$= ((-197.726,6) + 116.233 + (-4.888.148,99)) \text{ kJ}$$

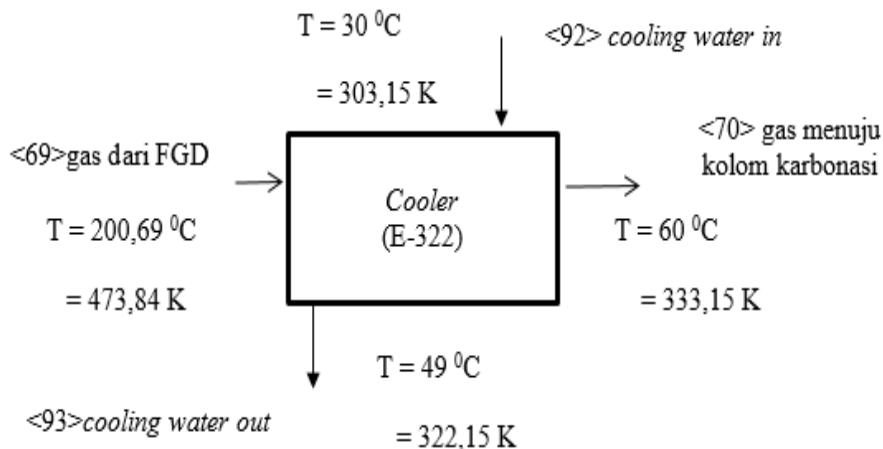
$$= -4.969.643 \text{ kJ}$$

Tabel IV.130 Neraca Energi Kolom *Ammonia Absorber*

| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|---------------------|-----------------------|---------------------|-----------------------|
| Arus | ΔH (kJ) | Arus | ΔH (kJ) |
| Aliran <63> | 17.071.047,973 | Aliran <65> | 16.267.154,715 |
| Aliran <62> | 10.100.583,850 | Aliran <64> | 11.976.728,93 |
| ΔH Reaksi 2 | 4.969.642,535 | ΔH Reaksi 1 | 3.897.390,7 |
| Total | 32.141.274,358 | Total | 32.141.274,358 |

Jadi temperatur keluar dari kolom *ammonia absorber* menuju kolom karbonasi = 57,97 °C = 331,12 K

6. COOLER (E-322)



Gambar IV.43 Blok Diagram Sistem Cooler (E-322)

Asumsi : Tidak terjadi reaksi

INPUT

Aliran <69> gas dari FGD

Tabel IV.131 Total Entalpi Aliran <69> Gas dari FGD

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|---------------|------------------|-----|-----------|------|------------|-----------------|
| H ₂ O | 0,0515 | 6.291,1 | 18 | 349.502,1 | 8,2 | 175,6 | 2.100.94 |
| CO ₂ | 0,3020 | 36.916,7 | 44 | 839.017,9 | 10,7 | 175,6 | 6.613.45 |
| O ₂ | 0,0334 | 4.078,5 | 32 | 127.454,5 | 7,5 | 175,6 | 705.018, |
| N ₂ | 0,6132 | 74.968,6 | 28 | 2.677.45 | 6,9 | 175,6 | 13.668.8 |
| CaCO ₃ | 0,0000 | 0,1 | 100 | 0,5 | 23,9 | 175,6 | 10,22 |
| Impuritas | 0,0000 | 0,3 | - | - | 0,3 | 175,6 | 68,86 |
| CaO | 0,0000 | 3,2 | 56 | 57,74 | 11,8 | 175,6 | 499,26 |
| Total | 1,0000 | 122.258,6 | | | | | 23.088.8 |

OUTPUT

Aliran <70> gas ke kolom Karbonasi

Tabel IV.132 Total Entalpi Aliran <70> Gas ke kolom karbonasi

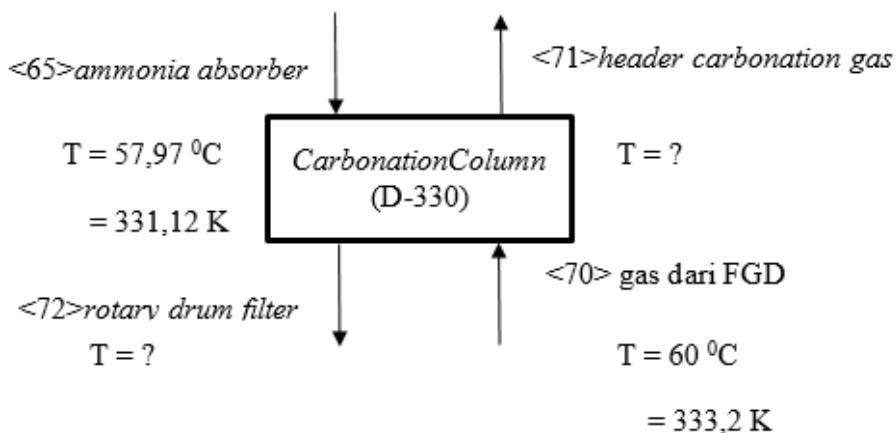
| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|---------------|------------------|-----|-----------|------|------------|------------------|
| H ₂ O | 0,0515 | 6.291 | 18 | 349.502,1 | 8,1 | 35 | 411.841,78 |
| CO ₂ | 0,3020 | 36.916,7 | 44 | 839.017,9 | 904 | 35 | 1.106.511 |
| O ₂ | 0,0334 | 4.078,5 | 32 | 127.454,5 | 6,6 | 35 | 123.879,28 |
| N ₂ | 0,6132 | 74.968,6 | 28 | 2.677.45 | 6,83 | 35 | 2.668.084 |
| CaCO ₃ | 0,0000 | 0,06 | 100 | 0,6 | 20,8 | 35 | 1,77 |
| Impuritas | 0,0000 | 0,31 | - | - | 0,3 | 35 | 13,72 |
| CaO | 0,0000 | 3,23 | 56 | 57,7 | 10,6 | 35 | 89,58 |
| Total | 1,0000 | 122.258,6 | | | | | 4.310.421 |

Tabel IV.133 Neraca Energi Sistem *Cooler* (E-322)

| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|------------------------|-----------------------|--------------------------|-----------------------|
| Arus | ΔH (kJ) | Arus | ΔH (kJ) |
| ΔH Aliran <69> | 23.088.857,817 | ΔH Aliran <70> | 4.310.421,366 |
| | | ΔH cooling water | 18.778.436,45 |
| Total | 23.088.857,817 | Total | 23.088.857,817 |

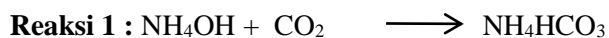
Total massa air yang dibutuhkan = 236.074,44 kg

7. CARBONATION COLUMN (D-330)



Gambar IV.44 Blok Diagram Sistem *Carbonation Column* (D-330)

Reaksi yang terjadi :



INPUT

$\Delta H <65>$ dari kolom NH_3 absorpsi (D-330)

Tabel IV.134 Total Entalpi Aliran $<65>$ dari kolom *ammonia* absorber

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|----------------------------------|---------------|------------------|-------|-----------|------|------------|-------------------|
| NaCl | 0,1975 | 31.882,3 | 58,44 | 545.555,8 | 15,9 | 32,9 | 1.191.665 |
| H ₂ O | 0,5338 | 86.159,1 | 18 | 4.786.615 | 18,1 | 32,9 | 11.923.672 |
| Mg(OH) ₂ | 0,0005 | 83,76 | 58 | 1.444,15 | 18,2 | 32,9 | 3.610,79 |
| CaCl ₂ | 0,0008 | 128,19 | 111 | 1.154,87 | 18,2 | 32,9 | 2.884,03 |
| Na ₂ SO ₄ | 0,0005 | 86,72 | 142 | 610,71 | 32,8 | 32,9 | 2.751,84 |
| CaCO ₃ | 0,0004 | 61,07 | 100 | 610,71 | 20,8 | 32,9 | 1.746,04 |
| Impuritis | 0,0000 | 0,00 | - | - | 0,3 | 32,9 | 0,00 |
| CaO | 0,0002 | 24,87 | 106 | 234,58 | 10,6 | 32,9 | 342,16 |
| NaHCO ₃ | 0,0101 | 1.630,6 | 84 | 19.411,63 | 21,6 | 32,9 | 57.670,04 |
| NH ₄ Cl | 0,0064 | 1.038,3 | 53,49 | 19.411,28 | 21,9 | 32,9 | 58.564,01 |
| NH ₄ HCO ₃ | 0,0011 | 170,39 | 79,06 | 2.155,17 | 53,9 | 32,9 | 15.972,58 |
| NH ₄ OH | 0,2486 | 40.126,7 | 35 | 1.146.478 | 19,1 | 32,9 | 3.008.270 |
| P.A.M | 0,0000 | 0,14 | 71 | 1,96 | 96 | 32,9 | 6,21 |
| Total | 1,0000 | 161.392,1 | | | | | 16.267.155 |

$\Delta H <70>$ Gas dari FGD

Tabel IV.135 Total Entalpi Aliran <70> dari FGD

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------|---------------|-------------------|-----|-----------|------|------------|------------------|
| H ₂ O | 0,0515 | 6.291,04 | 18 | 349.502,1 | 8,0 | 35 | 411.841,78 |
| CO ₂ | 0,3020 | 36.916,79 | 44 | 839.017,9 | 9,4 | 35 | 1.161.336 |
| O ₂ | 0,0334 | 4.078,54 | 32 | 127.454,5 | 6,6 | 35 | 123.879,28 |
| N ₂ | 0,6132 | 74.968,67 | 28 | 2.677.45 | 6,8 | 35 | 2.668.084 |
| CaCO ₃ | 0,0000 | 0,06 | 100 | 0,6 | 20,8 | 35 | 1,77 |
| Impuritas | 0,0000 | 0,31 | - | - | 0,3 | 35 | 13,72 |
| CaO | 0,0000 | 3,23 | 56 | 57,7 | 10,6 | 35 | 89,58 |
| Total | 1,0000 | 122.258,64 | | | | | 4.365.247 |

OUTPUT

$\Delta H <71>$ Header Carbonation gas

Tabel IV.136 Total Entalpi Aliran <71> header carbonation gas

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------------|---------------|-----------------|----|-----------|------|------------|------------------|
| CO ₂ | 0,0415 | 3.691,6 | 44 | 83.901,7 | 9,81 | 61,1 | 209.643,55 |
| O ₂ | 0,0458 | 4.078,5 | 32 | 127.454,5 | 6,91 | 61,1 | 224.279,89 |
| N ₂ | 0,8421 | 74.968,6 | 28 | 2.677.452 | 6,86 | 61,1 | 4.677.851 |
| H ₂ O | 0,0707 | 6.291 | 18 | 349.502,1 | 8,10 | 61,1 | 721.107,25 |
| Total <71> | 1,0000 | 89.029,9 | | | | | 5.832.882 |

ΔH <72> Rotary drum filter

Tabel IV.137 Total Entalpi Aliran <72> rotary drum filter

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|----------------------------------|---------------|------------------|-------|-----------|------|------------|------------------|
| NaCl | 0,0165 | 3.191,50 | 58,44 | 54.611,6 | 15,9 | 61,1 | 221.170,9 |
| H ₂ O | 0,4460 | 86.159,0 | 18 | 4.786,6 | 18,2 | 61,1 | 22.146,18 |
| Mg(OH) ₂ | 0,0004 | 83,76 | 58 | 1.444,1 | 18,2 | 61,1 | 6.694,69 |
| CaCl ₂ | 0,0007 | 128,19 | 111 | 1.154,8 | 18,3 | 61,1 | 5.379,20 |
| Na ₂ SO ₄ | 0,0004 | 86,72 | 142 | 610,7 | 32,8 | 61,1 | 5.102,13 |
| CaCO ₃ | 0,0003 | 61,38 | 100 | 613,8 | 21,6 | 61,1 | 3.372,33 |
| Impuritas | 0,0000 | 3,23 | - | - | 0,3 | 61,1 | 247,06 |
| CaO | 0,0001 | 28,10 | 56 | 501,7 | 10,9 | 61,1 | 1.393,34 |
| NH ₄ OH | 0,0709 | 13.697,6 | 35 | 391,36 | 19,1 | 61,1 | 1.903.959 |
| NaHCO ₃ | 0,2189 | 42.283 | 84 | 503.369,8 | 22,1 | 61,1 | 2.838.076 |
| NH ₄ Cl | 0,1368 | 26.438,9 | 53,49 | 494.277,4 | 22,4 | 61,1 | 2.821.839 |
| NH ₄ HCO ₃ | 0,1089 | 21.035,5 | 79,06 | 266.070,5 | 53,9 | 61,1 | 3.656.102 |
| P.A.M | 0,0000 | 0,14 | 71 | 1,96 | 96 | 61,1 | 11,51 |
| Total <72> | 1,0000 | 193.197,2 | | | | | 33.609.53 |

ENTHALPHY REAKSI

$$\Delta H \text{ Reaksi I} = \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ Rx}$$

$$= ((-2.965.971) + (-35.987.683) + 134.002.905,5) \text{ kJ}$$

$$= 95.049.252 \text{ kJ}$$

$$\Delta H \text{ Reaksi 2} = \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ Rx}$$

$$= ((-4.711.438) + 5.571.464 + (-123.643.685,8)) \text{ kJ}$$

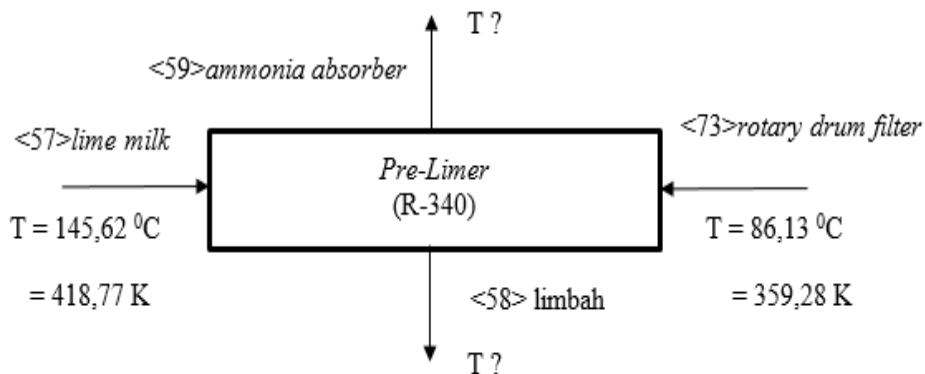
$$= -122.783.660 \text{ kJ}$$

Tabel IV.138 Neraca Energi Kolom Karbonasi (D-330)

| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|---------------------|------------------------|---------------------|------------------------|
| Arus | ΔH (kJ) | Arus | ΔH (kJ) |
| Aliran <65> | 16.267.154,715 | Aliran <71> | 5.832.881,566 |
| Aliran <70> | 4.365.246,629 | Aliran <72> | 33.609.532,62 |
| ΔH Reaksi 2 | 122.783.660,153 | ΔH Reaksi 1 | 95.049.251,8 |
| Total | 143.416.061,497 | Total | 134.491.666,007 |

Jadi temperatur keluar dari kolom karbonasi menuju ke *rotary drum filter* = $86,13\text{ }^{\circ}\text{C} = 359,28\text{ K}$

8. *Pre-Limer* (R-340)



Gambar IV.45 Blok Diagram Sistem *Pre-limer* (R-340)

Asumsi =Terjadi reaksi

Konversi NH_4HCO_3 = 90 %

Konversi NH_4Cl = 90 %

Reaksi yang terjadi :

Reaksi Dekomposisi : $\text{NH}_4\text{HCO}_3 \longrightarrow \text{NH}_3 + \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O}$

Reaksi 1 : $2\text{NH}_4\text{Cl} + \text{Ca}(\text{OH})_2 \longrightarrow 2\text{NH}_3 + 2\text{H}_2\text{O} + \text{CaCl}_2$

INPUT

ΔH <57> dari *Lime Milk*

Tabel IV.139 Total Entalpi Aliran <57> dari *Lime Milk*

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|--------------------------|--------------|-----------------|----|-----------|------|------------|-------------------|
| $\text{Ca}(\text{OH})_2$ | 0,31 | 20.285,4 | 74 | 274.127,3 | 21,4 | 120,6 | 2.948.412 |
| H_2O | 0,69 | 44.907,0 | 18 | 2.494.835 | 18,2 | 120,6 | 22.859.988 |
| Total <57> | 1 | 65.192,4 | | | | | 25.808.399 |

Aliran <73> Rotary drum filter

Tabel IV.140 Total Entalpi Aliran <73> dari rotary drum filter

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|----------------------------------|--------------|------------------|-------|-----------|------|------------|------------------|
| NaCl | 0,03 | 3.191,5 | 58,44 | 54.611,6 | 15,9 | 61,1 | 221.170 |
| H ₂ O | 0,61 | 77.543,1 | 18 | 4.307,95 | 18,2 | 61,1 | 19.931,5 |
| Mg(OH) ₂ | 0,00 | 83,7 | 58 | 1.444,1 | 18,2 | 61,1 | 6.694,69 |
| CaCl ₂ | 0,00 | 128,2 | 111 | 1.154,8 | 18,3 | 61,1 | 5.379,20 |
| Na ₂ SO ₄ | 0,00 | 86,7 | 142 | 610,7 | 32,8 | 61,1 | 5.102,13 |
| CaCO ₃ | 0,00 | 61,4 | 100 | 613,8 | 21,6 | 61,1 | 3.372,33 |
| Impuritas | 0,00 | 0,00 | - | - | 0,3 | 61,1 | 0,00 |
| CaO | 0,00 | 28,1 | 56 | 501,7 | 10,9 | 61,1 | 1.393,34 |
| NH ₄ OH | 0,11 | 13.697,6 | 35 | 391,36 | 19,1 | 61,1 | 1.903.959 |
| NaHCO ₃ | 0,03 | 4.228,3 | 84 | 50.336,9 | 22,1 | 61,1 | 283.807,6 |
| NH ₄ Cl | 0,21 | 26.438,9 | 53,4 | 494.277,4 | 22,4 | 61,1 | 2.821.839 |
| NH ₄ HCO ₃ | 0,02 | 2.103,5 | 79,1 | 26.607,0 | 53,9 | 61,1 | 365.284,8 |
| P.A.M | 0,00 | 0,14 | 71 | 1,9 | 96 | 61,1 | 11,51 |
| Total <73> | 1,00 | 127.591,3 | | | | | 25.549.58 |

OUTPUT

ΔH <59> menuju kolom absorber

Tabel IV.141 Total Entalpi Aliran <59> menuju kolom absorber

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|-------------------------|--------------|------------------|----|-----------|-----|------------|-------------------|
| NH ₃ | 0,06 | 7.969,8 | 17 | 468.814,2 | 9,1 | 77,4 | 1.370.266 |
| CO ₂ | 0,01 | 1.054,5 | 44 | 23.964,54 | 9,9 | 77,4 | 77.127,75 |
| H ₂ O | 0,94 | 130.888,8 | 18 | 7.271.604 | 8,1 | 77,4 | 19.022.520 |
| Total <59> | 1,00 | 139.913,1 | | | | | 20.469.914 |

Aliran <58> ke Limbah

Tabel IV.142 Total Entalpi Aliran <58> ke limbah

| Komponen | Fraksi Massa | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | ΔT | ΔH (kJ) |
|----------------------------------|---------------|-----------------|-------|-----------|------|------------|------------------|
| NaCl | 0,0604 | 3.191,5 | 58,44 | 54.611,6 | 15,9 | 77,3 | 279.949,20 |
| Ca(OH) ₂ | 0,0724 | 3.825,9 | 74 | 51.702,4 | 21,4 | 77,3 | 356.715,61 |
| NaHCO ₃ | 0,0800 | 4.228,3 | 84 | 50.336,9 | 22,4 | 77,3 | 364.005,81 |
| NH ₄ Cl | 0,0500 | 2.643,9 | 53,49 | 49.428,6 | 22,6 | 77,3 | 361.343,48 |
| NH ₄ HCO ₃ | 0,0040 | 210,36 | 79 | 2.662,7 | 53,9 | 77,3 | 46.312,61 |
| NH ₄ OH | 0,2591 | 13.697,6 | 35 | 391.362 | 19,1 | 77,3 | 2.409.954 |
| CaCO ₃ | 0,0012 | 61,38 | 100 | 613,84 | 21,9 | 77,3 | 4.346,70 |
| Impuritas | 0,0000 | 0,00 | - | - | 0,3 | 77,3 | 0,00 |
| CaO | 0,0005 | 28,10 | 56 | 501,76 | 11,1 | 77,3 | 1.787,82 |
| Mg(OH) ₂ | 0,0016 | 83,76 | 58 | 1.444,15 | 18,2 | 77,3 | 8.473,87 |
| CaCl ₂ | 0,4694 | 24.817,3 | 111 | 223.579,7 | 18,3 | 77,3 | 1.322.680 |
| Na ₂ SO ₄ | 0,0016 | 86,72 | 142 | 610,71 | 32,8 | 77,3 | 6.458,07 |
| P.A.M | 0,0000 | 0,14 | 71 | 1,96 | 96 | 77,3 | 14,57 |
| Total <58> | 1,0000 | 52.875,1 | | | | | 5.162.042 |

ENTALPI REAKSI

$$\Delta H \text{ Reaksi Dekomposisi} = \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ Rx}$$

$$= ((-328.756,4) + (-530.582) + (-2.331.704,228)) \text{ kJ}$$

$$= -3.191.041,69 \text{ kJ}$$

$$\Delta H \text{ Reaksi 1} = \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ Rx}$$

$$= (-4.931.975 + 3.779.797 + 30.069.246) \text{ kJ}$$

$$= 28.917.068 \text{ kJ}$$

Tabel IV.143 Neraca Energi *Pre-Limer*

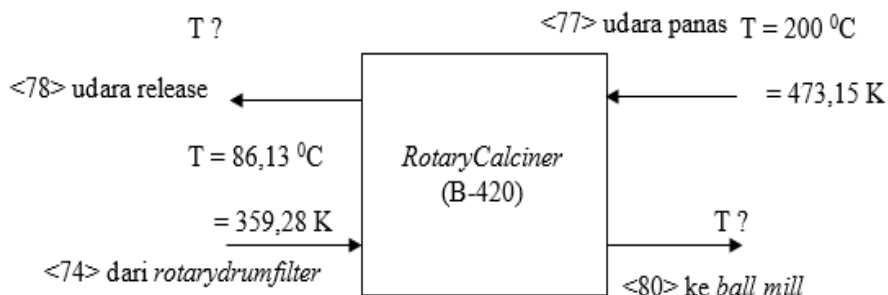
| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|-------------------------------|-----------------------|---------------------|-----------------------|
| Arus | ΔH (kJ) | Arus | ΔH (kJ) |
| Aliran <57> | 25.808.399,452 | Aliran <59> | 20.469.913,638 |
| Aliran <73> | 25.549.581,418 | Aliran <58> | 5.162.041,70 |
| ΔH Reaksi dekomposisi | 3.191.042,694 | ΔH Reaksi 1 | 28.917.068,22 |
| Total | 54.549.023,564 | Total | 54.549.023,564 |

Jadi temperatur keluar dari *pre-limer* menuju absorber

$$=102,38\text{ }^{\circ}\text{C} = 375,53\text{ K}$$

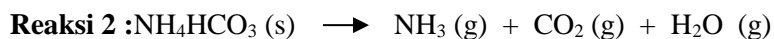
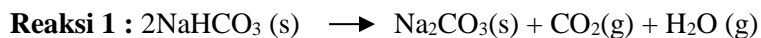
IV.2.4 CALCINATION SECTION

1. ROTARY CALCINER (B-420)



Gambar IV.46 Blok Diagram Sistem *Rotary Calciner* (B-420)

Reaksi yang terjadi :



INPUT

ΔH <74> dari *Rotary Drum filter*

Tabel IV.144 Total Enthalpy Arus <74> dari *rotary drum filter*

| Komponen | Massa (kg) | BM | Mol | Cp | dT | ΔH (kJ) |
|----------------------------------|------------------|----|-----------|------|------|---------------------|
| NaHCO ₃ | 38.054,76 | 84 | 453.032,9 | 22,1 | 61,1 | 2.554.268,4 |
| NH ₄ HCO ₃ | 18.931,99 | 79 | 239.645,4 | 53,9 | 61,1 | 3.292.990,9 |
| H ₂ O _(l) | 478,66 | 18 | 26.592,3 | 18,1 | 61,1 | 123.034,3 |
| Impuritas | 3,23 | | | 0,3 | 61,1 | 247,0 |
| Total | 57.468,64 | | | | | 5.970.293,78 |

ΔH <77> udara panas

Tabel IV.145 Komponen Arus <77> udara panas

| Komponen | Massa (Kg) | BM | mol | Cp | dT | ΔH (kJ) |
|----------------|------------------|----|------------|-----|-----|----------------------|
| O ₂ | 140.788,3 | 32 | 4.399.637 | 7,5 | 175 | 24.232.605,1 |
| N ₂ | 529.632,4 | 28 | 18.915.446 | 6,9 | 175 | 96.177.258,1 |
| Total | 670.420,8 | | | | | 120.409.863,2 |

OUTPUT

ΔH <80> menuju *ball mill*

Tabel IV.146 Total Enthalpy Arus <80> menuju *ball mill*

| Komponen | Massa (kg) | BM | mol | Cp | dT | ΔH (kJ) |
|---------------------------------|-----------------|-----|-----------|-------|-------|---------------------|
| Na ₂ CO ₃ | 23.530,5 | 106 | 221.986,1 | 28,90 | 161,4 | 4.315.215,35 |
| H ₂ O _(l) | 6,2 | 18 | 347,08 | 18,28 | 161,4 | 4.266,68 |
| Impuritas | 3,2 | | | 0,30 | 161,4 | 639,39 |
| Total | 23.539,9 | | | | | 4.319.482,03 |

ΔH <78> udara *release*

Tabel IV.147 Komponen Arus <78> udara *release*

| Komponen | Massa (kg) | BM | mol | Cp | dT | ΔH (kJ) |
|---------------------------------|------------------|-----|------------|-------|-------|-----------------------|
| CO ₂ | 20.511,1 | 44 | 466.161,8 | 10,67 | 161,4 | 3.346.793,89 |
| NH ₃ | 4.073,9 | 17 | 239.645,4 | 9,60 | 161,4 | 1.546.712,32 |
| H ₂ O | 8.863,3 | 18 | 492.407,1 | 7,53 | 161,4 | 2.495.594,40 |
| O ₂ | 140.788,4 | 32 | 4.399.637 | 7,50 | 161,4 | 22.194.817,46 |
| N ₂ | 529.632,5 | 28 | 18.915.446 | 6,96 | 161,4 | 88.547.964,31 |
| Na ₂ CO ₃ | 480,2 | 106 | 4.530,33 | 28,90 | 161,4 | 88.065,62 |
| Impuritas | 0,06 | | | 0,30 | 161,4 | 13,05 |
| Total | 704.349,7 | | | | | 118.219.961,06 |

ENTHALPHY REAKSI

ΔH Reaksi I = ΔH reaktan + ΔH produk + ΔH Rx

$$= ((-2.554.268) + (-720.566,51) + 29.261.393,10) \text{ kJ}$$

$$= 25.986.558,14 \text{ kJ}$$

$$\Delta H \text{ Reaksi II} = \Delta H \text{ reaktan} + \Delta H \text{ produk} + \Delta H \text{ Rx}$$

$$= ((-3.292.991) + 4.281.798,31 + (-23.334.651,57)) \text{ kJ}$$

$$= -22.145.844,24 \text{ kJ}$$

Tabel IV.148 Neraca Energi *rotary calcliner*

| MASUK (kJ) | | KELUAR (kJ) | |
|---------------------|------------------------|---------------------|------------------------|
| Arus | ΔH (kJ) | Arus | ΔH (kJ) |
| Aliran <74> | 5.970.293,785 | Aliran <80> | 4.319.482,031 |
| Aliran <77> | 120.409.863,204 | Aliran <78> | 118.219.961,06 |
| ΔH Reaksi 2 | 22.145.844,236 | ΔH Reaksi 1 | 25.986.558,14 |
| Total | 148.526.001,225 | Total | 148.526.001,225 |

$$\text{Jadi temperatur keluar } \textit{rotary calcliner} = 186,43 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$= 459,58 \text{ K}$$

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB V

DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

V.1 PERALATAN

V.1.1 BRINE PURIFICATION SECTION

1. Raw Salt Storage (F-111)

Tabel V.1 Raw Salt Storage (F-111)

| | |
|--------------------|---|
| Spesifikasi | |
| Nama | = Raw Salt Storage (F-111) |
| Fungsi | = Tempat persediaan bahan baku garam rakyat |
| Kapasitas | = 13.119 m ³ |
| Waktu tinggal | = 15 hari |
| Panjang | = 52 m |
| Lebar | = 26 m |
| Tinggi | = 10 m |
| Bahan | |
| Konstruksi= | Beton |
| Tipe | = Housing |

2. Belt Conveyor (J-112)

Tabel V.2 Belt Conveyor (J-112)

| | |
|----------------------|---|
| Spesifikasi : | |
| Nama | = Belt conveyor (J-112) |
| Fungsi | = Menyalurkan bahan dari storage keroll crusher |
| Tipe | = Troughed belt on continuous plate |
| Kapasitas | = 42.856 kg/jam |
| Panjang | = 30 m |
| Lebar | = 16 in |
| Kecepatan | |
| belt | = 200 ft/min = 1 m/s |

| | | | |
|-------------|---|---|---------|
| Power motor | = | 3 | HP buah |
| Jumlah | = | 1 | |

3. Belt Conveyor (J-115)

Tabel V.6 Belt Conveyor (J-115)

| | | | | |
|----------------------|-----|---|---------|----------|
| Spesifikasi : | | | | |
| Nama | = | Belt conveyor (J-115) | | |
| Tipe | = | <i>Troughed belt on countinuous plate</i> | | |
| Kapasitas | = | 40.178 | Kg/h | |
| Panjang | = | 10 | m | = 394 in |
| Lebar | = | 16 | in | |
| Kecepatan putarar | 200 | ft/min | = | 1 m/s |
| Power motor | = | 3 | HP buah | |
| Jumlah | = | 1 | | |

4. Bucket Elevator (J-116)

Tabel V.7 Bucket Elevator (J-116)

| | | | | |
|--------------------|---|---|-----------|----|
| Spesifikasi | | | | |
| Nama | = | Bucket Elevator (J-116) | | |
| Tipe | = | Centrifugal Discharge | | |
| Fungsi | = | Menyalurkan garam rakyat dari <i>belt conveyor</i> (J-115) menuju <i>salt disolver tank</i> (M-120) | | |
| Kapasitas | = | 40 | tph | |
| Diameter Shaft | : | Head | = 1 15/16 | in |
| | | Tail | = 1 15/16 | in |
| Diameter Purlley | : | Head | = 20 | in |
| | | Tail | = 16 | in |

| | | | | | |
|------------------|---|-----|-------|---|---------|
| Lebar Belt | = | 11 | in | | |
| Bucket Speed | = | 69 | m/min | = | 1,1 m/s |
| Effisiensi Motor | = | 80% | | | |
| Daya | | | | | |
| a | = | 1,6 | HP | | |

5. Salt Disolver Tank (M-120)

Tabel V.8 Salt Disolver Tank (M-120)

| Spesifikasi | | | | | |
|------------------|---|---|----------------|---|------------|
| Nama | = | Salt Disolver Tank (M-120) | | | |
| Fungsi | = | Melarutkan Garam rakyat dengan air proses | | | |
| Bahan | = | Type 304, grade S(SA-240),Stainless Steel | | | |
| Jumlah | = | 1 | | | |
| Feed Rate | = | 144 | ton/jam | | |
| Kapasitas Tangki | = | 162 | m ³ | | |
| Tebal Tangki | = | 0,006 | meter | = | 0,250 in |
| Tinggi Tangki | = | 10 | meter | = | 357,570 in |
| Diameter Tangki | = | 5 | meter | = | 194,54 in |
| Pengaduk | = | <i>Propeller</i> | | | |
| Daya Power | = | 42 | hp | | |
| Jenis Penyangga | = | <i>Leg dan Lug</i> | | | |

| | | | |
|------------|---|-------------|------|
| Bentuk | = | <i>I</i> | |
| Penyangga | = | <i>Bean</i> | |
| Jumlah | | | |
| Penyangga | = | 4 | buah |
| Ukuran | | | |
| Penyangga | = | 8 | in |
| | | 238,7 | |
| Tinggi Leg | = | 85 | in |
| Tebal Lug | = | 0,500 | in |

6. Salt Disolver Pump (L-121)

Tabel V.9 Salt Disolver Pump (L-121)

| | | | |
|----------------------|---|---|---------------|
| Spesifikasi : | | | |
| Nama | = | Salt Disolver Pump (L-121) | |
| Fungsi | = | Memompa larutan dari <i>Salt Disolver Tank</i> (M-120) ke dalam brine reaktor | |
| Suhu Operasi | = | 30 | °C |
| Tekanan | | | |
| Operasi | = | 1 | atm |
| Type | | Centrifugal | |
| | = | pump | |
| Jumlah | = | 2 | buah |
| Bahan | = | Stainless steel 304 | |
| Feed Rate | = | 143.917 | kg/jam |
| Diameter | | | |
| pipa | = | 8 | in IPS sch.40 |
| Panjang pipa | = | 22 | m |
| Efisiensi | | | |
| pompa | = | 63% | |
| Efisiensi | | | |
| motor | = | 87% | |
| Power pompa | = | 10 | hp |

7. Na₂CO₃ Tank (M-130)

Tabel V.10 Na₂CO₃ Tank (M-130)

| Spesifikasi | | | | |
|--------------------|---|--|----------------|----------|
| Nama | = | Na ₂ CO ₃ Tank (M-130) | | |
| Fungsi | = | Melarutkan Na ₂ CO ₃ dengan air proses | | |
| Bahan | = | Type 304, grade S(SA-240),Stainless Steel | | |
| Jumlah | = | 1 | | |
| Feed Rate | = | 9 | ton/jam | |
| Kapasitas | = | 11,28 | m ³ | |
| Tangki | = | 8 | | |
| Tebal Tangki | = | 0,188 | meter | = 7,4 in |
| Tinggi | = | 3,733 | meter | = 147 in |
| Diameter | = | 2,031 | meter | = 80 in |
| Tangki | = | | | |
| Pengaduk | = | <i>Propeller</i> | | |
| Daya | = | 9 | hp | |
| Power | = | | | |
| Jenis | = | <i>Leg dan Lug</i> | | |
| Penyangga | = | <i>I</i> | | |
| Bentuk | = | <i>Bean</i> | | |
| Penyangga | = | | | |
| Jumlah | = | 4 | buah | |
| Penyangga | = | | | |
| Ukuran | = | 8 | in | |
| Penyangga | = | 133 | in | |
| Tinggi Leg | = | 0,500 | in | |
| Tebal Lug | = | | | |

8. Na₂CO₃ Pump (L-131)

Tabel V.11 Na₂CO₃ Pump (L-131)

| | |
|----------------------|--|
| Spesifikasi : | |
| Nama | = Na ₂ CO ₃ Pump (L-131) |
| Fungsi | = Memompa larutan dari Na ₂ CO ₃ tank (L-131) ke dalam brine reaktor |
| Suhu Operasi | = 30 °C |
| Tekanan Operasi | = 1 atm |
| Tipe | = <i>Centrifugal pump</i> |
| Jumlah | = 2 buah |
| Bahan | = Stainless steel 304 |
| Feed Rate | = 8.739 kg/jam |
| Diameter pipa | = 2,5 in IPS sch.40 |
| Panjang pipa | = 25 m |
| Efisiensi pompa | = 30% |
| Efisiensi motor | = 80% |
| Power pompa | = 1 hp |

9. Ca(OH)₂ Tank (M-140)

Tabel V.12 Ca(OH)₂ Tank (M-140)

| Spesifikasi | | | | |
|-------------|---|--|----------------|----------------|
| Nama | = | Ca(OH) ₂ Tank (M-140) | | |
| | | Mengencerkan Ca(OH) ₂ Tank dengan air | | |
| Fungsi | = | proses | | |
| | | Type 304, grade S(SA-240),Stainless | | |
| Bahan | = | Steel | | |
| Jumlah | = | 1 | | |
| Feed Rate | = | 7 | ton/jam | |
| Kapasitas | | | | |
| Tangki | = | 8,391 | m ³ | |
| Tebal | | | | |
| Tangki | = | 0,005 | meter | = 0,18 7 in |
| Tinggi | | | | |
| Tangki | = | 3,382 | meter | = 133 in |
| Diameter | | | | |
| Tangki | = | 8,965 | meter | = 84 in |
| Pengaduk | = | <i>Propeller</i> | | |
| Daya | | | | |
| Power | = | 10 | hp | |
| Jenis | | | | |
| Penyangga | = | <i>Leg dan Lug</i> | | |
| Bentuk | | | | |
| Penyangga | = | <i>I Bean</i> | | |
| Jumlah | | | | |
| Penyangga | = | 4 | buah | |
| Ukuran | | | | |
| Penyangga | = | 8 | in | |
| | | 126,5 | | |
| Tinggi Leg | = | 75 | in | |
| | | | meter | |
| Tebal Lug | = | 0,500 | | |

10. Ca(OH)₂ Pump (L-141)

Tabel V.13 Ca(OH)₂ Pump (L-141)

| | |
|----------------------|--|
| Spesifikasi : | |
| Nama | = Ca(OH) ₂ Pump (L-141) |
| Fungsi | = Memompa larutan dari Ca(OH) ₂ tank (M-140) ke dalam tanki brine reaktor |
| Suhu Operasi | = 30 °C |
| Tekanan Operasi | = 1 atm |
| Type | = Centrifugal pump |
| Jumlah | = 2 buah |
| Bahan | = Stainless steel 304 |
| Feed Rate | = 6.845 kg/jam |
| Diameter pipa | = 3 in IPS sch.40 |
| Panjang pipa | = 25 m |
| Efisiensi pompa | = 30% |
| Efisiensi motor | = 80% |
| Power pompa | = 2 hp |

11. Brine Reaktor (R-140)

Tabel V.14 Brine Reaktor (R-140)

| | |
|--------------------|---|
| Spesifikasi | |
| Nama | = Brine Reaktor (R-150) |
| Fungsi | = Tangki pencampuran larutan garam dengan Ca(OH) ₂ dan Na ₂ CO ₃ |
| Feed Rate | = 159 ton/jam |
| Suhu Operasi | = 30 °C |
| Tekanan Operasi | = 1 atm |

| | | | | | |
|------------------|---|---|----------------|------|---------------|
| Bentuk | = | Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head berpengaduk | | | |
| Pengelasan | = | Double welded butt joint | | | |
| Bahan | = | Stainless Steel, SA-240, grade M | | | |
| Jumlah | = | 1 buah | | | |
| Kapasitas Tangki | = | 187 | m ³ | | |
| Diameter Tangki | = | 216 | in | = | 5,48 meter |
| Tinggi Tangki | = | $\frac{375,03}{3}$ | in | = | 9,53 meter |
| Tebal Tangki | = | 0,250 | in | = | 0,00635 meter |
| Pengaduk | | <i>Propeller</i> | | | |
| Daya | = | 61 | HP | | |
| Jenis | = | | | | |
| Penyangga | = | <i>leg dan lug</i> | | | |
| Bentuk | = | | | | |
| Penyangga | = | <i>I Beam</i> | | | |
| Jumlah | = | | | | |
| Penyangga | = | 4 | | buah | |
| Ukuran | = | | | | |
| Penyangga | = | 20,00 | in | = | 0,508 m |
| Tinggi Leg | = | 247,47 | in | = | 6,286 m |
| Tebal Lug | = | 0,16 | in | = | 0,004 m |

12. Brine Reaktor Pump (L-151)

Tabel V.15 Brine Reaktor Pump (L-151)

| | |
|----------------------|--|
| Spesifikasi : | |
| Nama | = Brine Reactor Pump (L-151) |
| Fungsi | = Memompa larutan dari <i>Brine Reactor Tank</i> ke Clarifier tank |
| Suhu Operasi | = 30 °C |
| Tekanan Operasi | = 1 atm |
| Type | = Centrifugal pump |
| Jumlah | = 2 buah |
| Bahan | = Stainless steel 304 |
| Feed Rate | = 159.502 kg/jam |
| Diameter pipa | = 10 in IPS sch.40 |
| Panjang pipa | = 25 m |
| Efisiensi pompa | = 70% |
| Efisiensi motor | = 84% |
| Power pompa | = 4 hp |

13. P.A.M Tank (M-160)

Tabel V.16 P.A.M Tank (M-160)

| | |
|--------------------|---|
| Spesifikasi | |
| Nama | = P.A.M Tank (M-160) |
| Fungsi | = Mengencerkan P.A.M dengan air proses |
| Bahan | = Type 304, grade S(SA-240),Stainless Steel |
| Jumlah | = 1 |
| Feed Rate | = 0,124 ton/jam |
| Kapasitas Tangki | = 0,149 m ³ |

| | | | | | | |
|------------------|---|--------------------|-------|---|--------|----|
| Tebal Tangki | = | 0,005 | meter | = | 0,188 | in |
| Tinggi Tangki | = | 0,882 | meter | = | 34,712 | in |
| Diameter Tangki | = | 0,508 | meter | = | 20 | in |
| Pengaduk | = | <i>Propeller</i> | | | | |
| Daya Power | = | 0,008 | hp | | | |
| Jenis Penyangga | = | <i>Leg dan Lug</i> | | | | |
| Bentuk Penyangga | = | <i>I Bean</i> | | | | |
| Jumlah Penyangga | = | 4 | buah | | | |
| Ukuran Penyangga | = | 3 | in | | | |
| Tinggi Leg | = | 77,351 | in | | | |
| Tebal Lug | = | 0,002 | in | | | |

14. P.A.M Pump (L-161)

Tabel V.17 P.A.M Pump (L-161)

| | |
|----------------------|---|
| Spesifikasi : | |
| Nama | = P.A.M Pump (L-161) |
| Fungsi | Memompa larutan dari P.A.M tank ke dalam Clarifier Tank |
| Suhu Operasi | = 30 °C |
| Tekanan Operasi | = 1 atm |
| Type | = Centrifugal pump |
| Jumlah | = 2 buah |
| Bahan | = Stainless steel 304 |

| | | | |
|--------------|---|---------|---------------|
| Feed Rate | = | 123,630 | kg/jam |
| Diameter | | | |
| pipa | = | 1 | in IPS sch.40 |
| Panjang pipa | = | 25 | m |
| Efisiensi | | | |
| pompa | = | 30% | |
| Efisiensi | | | |
| motor | = | 80% | |
| Power | | | |
| pompa | = | 1 | hp |

15. Clarifier (H-170)

Tabel V.18 Clarifier (H-170)

| | | | |
|--|---|---|---------------------|
| Spesifikasi Clarifier (H-170) : | | | |
| Kode | : | Clarifier (H-170) | |
| Fungsi | : | Tempat terjadinya pemisahan antara larutan garam dengan berbagai macam impurities yang membentuk flok | |
| Feed rate | : | 122 | m ³ /jam |
| Kapasitas Clarifier | : | 153 | m ³ |
| Bentuk | : | Silinder tanpa tutup atas dan tutup bawah berbentuk conical 120° | |
| Pengelasan | : | Double welded butt joint | |
| Bahan | : | Stainless Steel, SA-240, grade M | |
| Suhu Operasi | : | 30 | °C |
| Tekanan Operasi | : | 1 | atm |
| Jumlah | : | 1 | buah |
| P _{design} | : | 28,418 | psi |

| | | | | | | |
|-------------------------|-------------------------|---------------------|---------|----|--------|---|
| Diameter dalam tangki | Di | : | 177,029 | in | 4,497 | m |
| Diameter luar tangki | Do | : | 180,000 | in | 4,572 | m |
| Tinggi liq dlm silinder | L _{Ls} | : | 211,593 | in | 5,374 | m |
| Tinggi liq dlm tangki | L _{Lto} tal | : | 263,617 | in | 6,696 | m |
| Tinggi silinder | Ls | : | 354,059 | in | 8,993 | m |
| Tinggi tutup bawah | Lh b | : | 52,023 | in | 1,321 | m |
| Tinggi tangki | L _T | : | 406,082 | in | 10,314 | m |
| Tebal silinder | ts | : | 1/3 | in | 0,008 | m |
| Tebal tutup bawah | thb | : | 1/3 | in | 0,008 | m |
| Jenis | = | <i>leg dan lug</i> | | | | |
| Penyangga | = | <i>I Beam</i> | | | | |
| Bentuk | = | <i>I Beam</i> | | | | |
| Jumlah | = | 4 buah | | | | |
| Penyangga | = | 4 buah | | | | |
| Ukuran | = | 8,00 in = 0,203 m | | | | |
| Penyangga | = | 8,00 in = 0,203 m | | | | |
| Tinggi Leg | = | 251,85 in = 6,397 m | | | | |
| Tinggi Leg | = | 251,85 in = 6,397 m | | | | |
| Tebal Lug | = | 0,55 in = 0,014 m | | | | |
| Tebal Lug | = | 0,55 in = 0,014 m | | | | |
| Pengaduk | = | <i>Propeller</i> | | | | |
| Pengaduk | = | <i>Propeller</i> | | | | |
| Daya Power | = | 13 h p | | | | |
| Daya Power | = | 13 h p | | | | |

16. Clarifier Pump (L-171)

Tabel V.19 Clarifier Pump (L-171)

| | |
|----------------------|--|
| Spesifikasi : | |
| Nama | = Clarifier Pump (L-171) |
| Fungsi | = Memompa larutan dari tangki clarifier menuju Amonia Absorber |
| Suhu Operasi | = 30 °C |
| Tekanan Operasi | = 1 atm |
| Type | = <i>Centrifugal pump</i> |
| Jumlah | = 2 buah |
| Bahan | = Stainless steel 304 |
| Feed Rate | = 159.626 kg/jam |
| Diameter pipa : | = 10 in IPS sch.40 |
| Panjang pipa : | = 25 m |
| Efisiensi pompa | = 65% |
| Efisiensi motor | = 84% |
| Power pompa | = 4 hp |

17. Brine Storage (L-172)

Tabel V.20 Brine Storage (L-172)

| Spesifikasi | | | | |
|--------------------|---|---|--------------------|------------|
| Nama | = | Brine Reaktor (R-150) | | |
| Fungsi | = | Tangki pencampuran larutan garam dengan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ dan Na_2CO_3 | | |
| Feed Rate | = | 159 | ton/jam | |
| Suhu Operasi | = | 30 | $^{\circ}\text{C}$ | |
| Tekanan Operasi | = | 1 | atm | |
| Bentuk | = | Silinder dengan tutup atas dan bawah berbentuk standart dished head berpengaduk | | |
| Pengelasan | = | Double welded butt joint | | |
| Bahan | = | Stainless Steel, SA-240, grade M | | |
| Jumlah | = | 1 | buah | |
| Kapasitas Tangki | = | | m^3 | |
| Diameter Tangki | = | 204 | in | 5,18 meter |
| Tinggi Tangki | = | 358,14 | in | 9,10 meter |
| Tebal Tangki | = | 1 | in | 0,00 meter |
| Jumlah Penyangga | = | 0,250 | in | 635 meter |
| Ukuran Penyangga | = | 4 | buah | |
| Tinggi Leg | = | 20,00 | in | 0,508 m |
| Tebal Lug | = | 239,03 | in | 6,071 m |
| | = | 0,15 | in | 0,004 m |

18. Brine Storage Pump (L-173)

Tabel V.21 Brine Storage Pump (L-173)

| | |
|----------------------|---|
| Spesifikasi : | |
| Nama | = Storage brine pump |
| Fungsi | Memompa larutan dari tangki clarifier = menuju Amonia Absorber |
| Suhu Operasi | = 30 °C |
| Tekanan Operasi | = 1 atm |
| Type | = Centrifugal pump |
| Jumlah | = 2 buah |
| Bahan | = Stainless steel 304 |
| Feed Rate | = 159.626 kg/jam |
| Diameter pipa | |
| : | = 10 in IPS sch.40 |
| Panjang pipa | |
| : | = 25 m |
| Efisiensi pompa | = 65% |
| Efisiensi motor | = 84% |
| Power pompa | = 4 hp |

V.1.2 LIME SECTION

1. Lime Storage (F-211)

Tabel V.22 Lime Storage (F-211)

| | | | |
|---------------------------|---|-----------------------------------|----------------|
| Spesifikasi : | | | |
| Limestone Storage (F-211) | | | |
| Nama | = | Tempat penampung <i>limestone</i> | |
| Fungsi | = | | |
| Waktu | | | |
| Tinggal | = | 1 | hari |
| Kapasitas | = | 303 | m ³ |
| Volume | | | |
| Gudang | = | 379 | m ³ |
| Panjang | = | 28 | m |
| Lebar | = | 14 | m |
| Tinggi | = | 10 | m |
| Bahan | | | |
| Konstruksi | = | Beton Housing | |
| Tipe | = | | |

2. Belt Conveyor (J-212)

Tabel V.23 Belt Conveyor (J-212)

| | | | | |
|----------------------|-----|--|--------|-------|
| Spesifikasi : | | | | |
| Nama | = | Belt conveyor (J-212) | | |
| Fungsi | = | Sebagai media transportasi penyaluran <i>limestone</i> dari <i>limestone</i> hopper menuju ke <i>jaw crusher</i> (C-210) | | |
| | | <i>Troughed belt on countinuous plate</i> | | |
| Tipe | = | | | |
| Kapasit | | | | |
| as | = | 31.355 | kg/jam | |
| Panjang | = | 42 | m | |
| Lebar | = | 14 | in | |
| Kecepatan putaran | 100 | ft/min | = | 1 m/s |
| Power | | | | |
| motor | = | 4 | HP | |
| Jumlah | = | 1 | buah | |

3. Jaw Crusher (C-210)

Tabel V.24 Jaw Crusher (C-210)

| | | | | |
|--------------------|---|----------------------------|---------|-------------|
| Spesifikasi | | | | |
| Nama | = | <i>Jaw Crusher</i> (C-210) | | |
| Tipe | = | <i>Blake Jaw Crusher</i> | | |
| Model | = | C0 | | |
| Feed opening | = | 500 | mm | = 19,685 in |
| Power | = | 12 | hp | |
| Closed setting | = | 70 | mm | 2,756 in |
| Kapasitas | = | 33 | ton/jam | |
| Maksimal putaran | | | | |
| rotor | = | 350 | rpm | |

4. Vibrating Screen (H-214)

Tabel V.25 Vibrating Screen (H-214)

| | | | | |
|---------------------|---|--|----------------|------------|
| Spesifikasi: | | | | |
| Nama | = | Vibrating Screen (H-214) | | |
| | | Memisahkan natrium karbonat menjadi ukuran | | |
| Fungsi | = | 70 mm | | |
| Tipe | = | <i>High speed vibrating screen</i> | | |
| Kapasitas | = | 30 | ton/jam | |
| Ukuran | = | 70 | mm | = 2,756 in |
| Luas total | = | 0,43 | | |
| | = | 3 | m ² | |
| Kecepatan Vibrasi | = | 800 | rpm | |
| Power | = | 10 | HP | |

5. Bag Filter (J-213)

Tabel V.26 Bag Filter (J-213)

| | | | | |
|---------------------|---|--|---------------------|--|
| Spesifikasi: | | | | |
| Nama | = | Bag Filter (H-213) | | |
| | | Menangkap partikel debu halus keluaran dari <i>jaw</i> | | |
| Fungsi | = | <i>crusher</i> | | |
| Tipe | = | <i>Bag House</i> | | |
| Kapasitas | = | 1800 | m ³ /jam | |
| Banyaknya bag | = | 24 | pcs | |
| Power | = | 1,5 | kw | |
| Material bag house | = | Carbon steel | | |
| Material bag | = | Nilon | | |

6. Belt Conveyor (J-215)

Tabel V.27 Belt Conveyor (J-215)

| | | | | | |
|----------------------|---|---|--------|---|-------------|
| Spesifikasi : | | Belt conveyor (J-214) | | | |
| Nama | = | <i>Troughed belt on countinuous plate</i> | | | |
| Tipe | = | | | | |
| Kapasitas | = | 31.355 | Kg/jam | | |
| Panjang | = | 10 | m | = | 393,7008 in |
| Lebar | = | 14 | in | | |
| Kecepatan putaran | = | 100 | ft/min | = | 0,5 m/s |
| Power motor | = | 3 | HP | | |
| Jumlah | = | 1 | buah | | |

7. Coal Storage(F-221)

Tabel V.28 Coal Storage(F-221)

| | | | |
|----------------------|---|----------------------------|----------------|
| Spesifikasi : | | | |
| Nama | = | Coal Storage (F-221) | |
| Fungsi | = | Tempat penampung batu bara | |
| Tipe | = | <i>Pile open yard</i> | |
| Waktu | | | |
| Tinggal | = | 10 | hari |
| Kapasita | | | kg/j |
| s | = | 13093 | am |
| Volume | | | |
| Bahan | = | 2335 | m ³ |
| Volume | | | |
| Storage | = | 18599 | m ³ |
| Panjang | = | 56 | m |
| Diameter | = | 29 | m |
| Tinggi | = | 29 | m |

8. Belt Conveyor (J-222)

Tabel V.29 Belt Conveyor (J-222)

| | | | |
|----------------------|---|--|-----------|
| Spesifikasi : | | | |
| Nama | = | Belt conveyor (J-222) | |
| Fungsi | = | Sebagai media transportasi penyaluran limestone dari limestone storage menuju ke <i>ball mill</i> (C-220) <i>Troughed belt on countinuous plate</i> | |
| Tipe | = | | |
| Kapasitas | = | 19.361 | Kg/jam |
| Panjang | = | 32 m | = 1266 in |
| Lebar | = | 14 in | |
| Kecepatan putaran | = | 100 ft/min | |
| Power motor | = | 3 HP | |
| Jumlah | = | 1 buah | |

9. Ball Mill(C-220)

Tabel V.30 Ball Mill(C-220)

| | | | |
|---------------------|---|---|------------|
| Spesifikasi: | | | |
| Nama | = | <i>Coal Mill</i> (C-220) Untuk menyeragamkan ukuran batubara menjadi | |
| Fungsi | = | ukuran 10 <i>mesh</i> | |
| Tipe | = | <i>Continuous Ball Mills</i> No.48 | |
| Model | = | No.48 sieve | |
| Kapasitas | = | Ton/h | |
| s | = | 360 | ari |
| Power | = | 36 | hp |
| Mill speed | = | 22,5 | rpm |
| Ball charge | = | 13,10 | Ton |
| Size | = | 7 x 5 | ft |
| Power | = | 26,915 kW | = 36,09 HP |

10. Vibrating Screen (H-223)

Tabel V.31 Vibrating Screen (H-223)

| | |
|----------------------|---|
| Spesifikasi : | |
| Nama | = Vibrating Screen (H-223) |
| Fungsi | = Memisahkan natrium karbonat menjadi ukuran 20 <i>mesh</i> |
| Tipe | = <i>High speed vibrating screen</i> |
| Kapasitas | = 14 ton/jam |
| Ukuran | = 10 <i>mesh</i> |
| Kecepatan Vibrasi | 960 rpm 12,8 |
| Luas total | = 5 m ² |
| Power | = 15 HP |
| Material | = Carbon steel |

11. Belt Conveyor (J-224)

Tabel V.32 Belt Conveyor (J-224)

| | |
|----------------------|---|
| Spesifikasi : | |
| Nama | = Belt conveyor (J-224) |
| Fungsi | = Sebagai media transportasi penyaluran limestone dari limestone storage menuju ke <i>rotary kiln</i> |
| Tipe | = <i>Troughed belt on countinuous plate</i> |
| Kapasitas | = 13.638 Kg/jam |
| Panjang | = 10 m = 393 in |
| Lebar | = 14 in |
| Kecepatan putaran | |
| = | 100 ft/min 0,5 m/s |
| Power motor | = 2 HP |
| Jumlah | = 1 buah |

12. Blower (G-231)

Tabel V.33 Blower (G-231)

| | |
|----------------------|---|
| Spesifikasi : | |
| Nama | = Blower (G-231) |
| Fungsi | = Menghembuskan udara dari luar ke dalam kiln sebagai udara primer untuk sistem pembakaran dalam rotary kiln dan udara dingin pada grate cooler |
| Tipe | = <i>Centrifugal blower</i> |
| Volume udara masuk | = 512913 m ³ /jam |
| Power | = 23 HP |
| Jumlah | = 7 buah |

13. Rotary Kiln (B-230)

Tabel V.34 Rotary Kiln (B-230)

| | |
|--------------------|--|
| Spesifikasi | |
| Nama | = Rotary kiln (B-230) |
| Fungsi | = Untuk sistem kalsinasi, pembakaran batu kapur untuk mendapatkan produk CaO |
| Kapasitas Produk | = 465 ton/hari |
| Bahan Pembakaran | = Batubara |
| Diameter Shell | = 2,16 m = 85,35 in |
| Panjang Shell | = 68,6 m = 2703 in |
| Kemiringan Shell | = 4 °C |
| Kecepatan Putar | = 2,5 rpm |
| Waktu Tinggal | = 67,9 68 menit |
| Tebal Shell | = 0,02 m = 0,885 in |
| Tebal Brick | = 0,0025 m 0,098 in |

| | | |
|-------------|---|------------|
| Bahan Shell | = | Mild Steel |
| Bahan Brick | = | Graphite |
| Power | = | 14 HP |
| Jumlah | = | 1 |

14. Cylone Rotary Kiln (H-232)

Tabel V.35 Cylone Rotary Kiln (H-232)

| | | | | |
|--|---|-------|------|------------|
| Spesifikasi: | | | | |
| Nama | Cyclone (H-232) | | | |
| Fungsi | Menangkap debu yang terbawa aliran Gas Hasil Pembakaran dari <i>rotary kiln</i> | | | |
| Kecepatan gas masuk | = | 15 | m/s | |
| Lebar Inlet cyclone rectangular | = | 0,14 | m | 13,98 cm |
| Diameter saluran gas keluar Cyclone | | 0,279 | m | 27,96 cm |
| Diameter Cyclone | = | 0,559 | m | 55,93 cm |
| Tinggi Cyclone setelah Bc pada gas masuk | = | 0,27 | m | 27,96 cm |
| Panjang Ruang Gravitasi Settling dalam arah aliran gas | | | | |
| = | 1,118 | m | = | 111,8 cm |
| Lebar outlet cyclone rectangular | | | | |
| = | 0,069 | m | = | 6,991 cm |
| Panjang Ruang Spiral dalam Cyclone | = | 1,118 | m | 111,866 cm |
| Diameter pada saat partikel keluar | | | | |
| = | 0,139 | m | | 13,983 cm |
| Jumlah | = | 1 | buah | |

15. Grate Cooler (E-233)

Tabel V.36 Grate Cooler (E-233)

| | | | |
|----------------------|---|--|----------|
| Spesifikasi: | | | |
| Nama | = | Grate Cooler (E-233) | |
| Fungsi | = | Sebagai alat untuk mendinginkan CaO hingga suhu 80 °C yang keluar dari <i>rotary kiln</i> sebelum masuk kedalam <i>lime slaker</i> | |
| Kapasitas | = | 465 | ton/hari |
| Suhu Masuk | = | 950 | °C |
| Suhu Keluar | = | 80 | °C |
| Tipe | = | BD-400 Grate cooler | |
| Panjang Grate Cooler | = | 9 | m |
| Lebar Grate Cooler | = | 1,4 | m |
| Power | = | 120 | kW |
| | = | 161 | hp |

16. Cylone Cooler (H-234)

Tabel V.37 Cylone Cooler (H-234)

| | | | |
|--|---|---|---------|
| Spesifikasi: | | | |
| Nama | = | Cyclone Cooler (H-234) | |
| Fungsi | = | Untuk menangkap partikel padat yang terbawa gas panas keluar dari <i>grate cooler</i> | |
| Kecepatan gas masuk | = | 15 | m/s |
| Lebar Inlet cyclone rectangular | = | 0,3 m | 30,7 cm |
| D saluran gas keluar Cyclone | = | 0,6 m | 61,5 cm |
| Diameter Cyclone | = | 1,2 m | 123 cm |
| Tinggi Cyclone setelah Bc pada gas masuk | = | 0,6 m | 61,5 cm |

| | | | |
|--|-----|-----|--------------|
| Panjang Ruang Gravitasi Settling dalam arah aliran gas. | | | |
| = | 2,5 | m | 246 cm |
| Lebar outlet cyclone rectangular | = | 0,2 | m 15,3 cm |
| Panjang Ruang Spiral dalam Cyclone | = | 2,5 | m 246 cm |
| Diameter pada saat partikel keluar | = | 0,3 | m 30,7 63 cm |
| Jumlah | = | 1 | buah |

17. Belt Conveyor (J-235)

Tabel V.38 Belt Conveyor (J-235)

| | | | |
|----------------------|---|------------|----------|
| Spesifikasi : | | | |
| Nama | = Belt conveyor (J-235) | | |
| Fungsi | = Sebagai media transportasi penyaluran CaO dari grate cooler menuju ke bucket elevator | | |
| Type | = Troughed belt on countinuous plate | | |
| Kapasitas | = | 19323 | kg/jam |
| Panjang | = | 10 m | = 393 in |
| Lebar | = | 14 in | |
| Kecepatan putaran | = | 100 ft/min | 0,5 m/s |
| Power motor | = | 2 | HP |

18. Bucket Elevator (J-236)

Tabel V.39 Bucket Elevator (J-236)

| | | | | |
|--------------------|---|---|-------|--------------|
| Spesifikasi | | | | |
| Nama | = | Bucket Elevator (J-236) | | |
| Tipe | = | Centrifugal Discharge | | |
| Fungsi | = | Menyalurkan CaO dari belt conveyor (J-235) menuju lime slaker (R-240) | | |
| Kapasitas | = | 19 | tph | |
| Diameter Shaft | | | | |
| : | | Head | = | 1 15/16 in |
| | | Tail | = | 1 11/16 in |
| Diameter Purlley | | | | |
| : | | Head | = | 20 in |
| | | Tail | = | 14 in |
| Lebar Belt | = | 9 | in | |
| Bucket | | | | |
| Speed | = | 68,6 | m/min | = 1,1433 m/s |
| Effisiensi Motor | | | | |
| = | | 80% | | |
| Daya | = | 1 | HP | |

19. Lime Slaker (R-240)

Tabel V.40 Lime Slaker (R-240)

| | | | | |
|---------------------------|---------------------------|---|------|---------|
| Spesifikasi : | | | | |
| Nama | = | Lime slaker(R-240) | | |
| Fungsi | = | Membentuk Limemilk ($\text{Ca}(\text{OH}_2)$) dengan mereaksikan quicklime (CaO) dengan air (H_2O) | | |
| Model | = | Vertical Mill Slakers | | |
| Kapasitas | = | 72 ton/jam | | |
| Bahan | = | Stainless Steel SA-201 Garade B | | |
| Jumlah | = | 1 buah | | |
| P_{design} | = | 10,1 psi | | |
| Diameter dalam tangki | (Di) | 154 | in | 3,92 m |
| Diameter luar tangki | (Do) | 6,62 | in | 0,16 m |
| Tinggi liq dalam silinder | (H_L) | 198 | in | 5,04 m |
| Tinggi liq dalam tangki | (Hb) | 224 | in | 5,71 m |
| Tinggi silinder | (Hs) | 231 | in | 5,88 m |
| Tinggi tutup atas | (Hd) | 26, | in | 0,66 m |
| Tinggi tutup bawah | (Hd) | 26,1 | in | 0,66 m |
| Tinggi tangki | (H) | 283 | in | 7,21 m |
| Tebal silinder | (t_{silinder}) | 3/16 | in | 0,005 m |
| Tebal tutup atas | (t_{head}) | 3/16 | in | 0,005 m |
| Tebal konis | (t_{konis}) | 3/16 | in = | 0,005 m |
| Power | = | 23 | HP = | 17,1 kW |

20. Dewatering Screen (H-241)

Tabel V.41 Dewatering Screen (H-241)

| | |
|---------------------|--|
| Spesifikasi: | |
| Nama | = <i>Dewatering Screen</i> (H-214) |
| Fungsi | = Memisahkan impurities dan <i>ash</i> |
| Tipe | = WGS-14x31 |
| Kapasitas | = 72 ton/jam |
| Luas screen | = 2400 x 4800 mm |
| Kecepatan | |
| Vibrasi | = 1500 rpm |
| Power | = 37 kW |

21. Ca(OH)_2 Storage (F-242)

Tabel V.42 Ca(OH)_2 Storage (F-242)

| | |
|--------------------|--|
| Spesifikasi | |
| Nama | = Ca(OH)_2 Storage (F-242) Menyimpan lime milk produk dari lime slaker |
| Fungsi | = |
| Bahan | = Stainless Steel type 304 |
| Jumlah | = 1 buah ton/jam |
| Feed Rate | = 69 |
| Kapasitas | = 79 m ³ = 79384,06 L |
| Tangki | = 79 m ³ = 5 L |
| Tebal | |
| Tangki | = 3/16 meter = 7,382 in |
| Tinggi | = 7,15 meter = 281,6 in |
| Tangki | = 3 meter = 08 in |
| Diameter | = 3,89 meter = 153,2 in |
| Tangki | = 2 meter = 14 in |
| Pengaduk | = <i>propeller</i> |
| Daya Power | = 12 hp |

22. Ca(OH)_2 Pump (L-253)

Tabel V.43 Ca(OH)_2 Pump (L-253)

| | |
|----------------------|---|
| Spesifikasi : | |
| Nama | = Pompa (L-243) |
| Fungsi | = Memompa Lime milk dari lime slaker untuk nantinya di split menuju ke prelimer dan area purification |
| Suhu Operasi | = 146 °C |
| Tekanan Operasi | = 1 atm |
| Tipe | = Centrifugal pump |
| Jumlah | = 2 buah |
| Bahan | = Stainless steel 304 |
| Feed Rate | = 65.192,458 kg/jam |
| Diameter pipa | = 0,154 m |
| Panjang pipa | = 22 m |
| Efisiensi pompa | = 78% |
| Efisiensi motor | = 83% |
| Power pompa | = 2 hp |

V.1.3 AMMONIA ABSORPTION & CARBONATION SECTION

1. Heater (E-311)

Tabel V.44 Heater (E-311)

| | | | |
|------------------------|--|------------------|----|
| Spesifikasi | | | |
| Fungsi | Untuk memanaskan NaCl dari clarifier menuju Absorber | | |
| Tipe | Shell and Tube Heat Exchanger | | |
| a) Bagian Shell | | | |
| ID | 19,3 | in | |
| Passes | 1 | in | |
| Baffle spacing | 3,85 | in | |
| b) Bagian Tube | | | |
| Number and length | 250 | & 16 | in |
| OD | 1 | | |
| BWG | 16 | BWG | |
| Pitch | 1,25 | Triangular pitch | |
| Passes | 2 | in | |
| Jumlah | 2 unit | | |

2. FGD Cooler (E-321)

Tabel V.45 FGD Cooler (E-321)

| | | | |
|--------------------|---|---|----------------|
| Spesifikasi | | | |
| Fungsi | = | Menurunkan suhu Gas dari FGD sebelum masuk ke kolom Karbonasi | |
| Type | = | 1-2 Shell and Tube Heat Exchanger | |
| Bahan | = | Carbon Steel SA-283 Grade C | |
| Tube | = | OD | = 1 in |
| | | Panjang | = 16 ft |
| | | Pitch | = 1 Triangular |
| | | Jumlah Tube (Nt) | = 250 buah |
| | | Passes | = 19,25 |

| | | | | | |
|--------|---|-----------------------|---|-------|-----------------|
| Shell | = | ID | = | 19,25 | in |
| | | Passes | = | 1 | |
| | | Heat transfer surface | | | |
| | | Area | = | 785,2 | ft ² |
| Jumlah | | 1 unit | | | |

3. Cooler (E-313)

Tabel V.46 Cooler (E-313)

| | | | | | |
|--------------------|---|--|---|------|-----------------|
| Spesifikasi | | | | | |
| Fungsi | Menurunkan suhu Gas dari Prelimer sebelum | | | | |
| i | = | masuk ke kolom Absorber | | | |
| Type | = | <i>1-2 Shell and Tube Heat Exchanger</i> | | | |
| Bahan | = | <i>Carbon Steel SA-283 Grade C</i> | | | |
| Tube | = | OD | = | 1 | in |
| | | Panjang | = | 85 | ft |
| | | Pitch | = | 1 | Triangular |
| | | Jumlah Tube | | | |
| | | (Nt) | = | 282 | buah |
| | | Passes | = | 25 | |
| Shell | = | ID | = | 25 | in |
| | | Passes | = | 1 | |
| | | Heat transfer surface | | | |
| | | Area | = | 1181 | ft ² |
| Jumlah | | 1 unit | | | |

4. *Ammonia Absorber (D-310)*

Tabel V.47 *Ammonia Absorber (D-310)*

| | | |
|-----------------------|---|--|
| Spesifikasi : | | |
| Nama Alat | = | Absorber Kolom |
| Fungsi | = | Mengontakkan CO ₂ dengan NH ₄ OH |
| Tipe aliran | = | Cross Flow |
| Jumlah Plate | = | 50 plate |
| Active Area | = | 167 ft ² |
| Area of Downcommer | = | 20,1 ft ² |
| Hole Area | = | 18,1 ft ² |
| Diameter Sieve tray | = | 4,87 m |
| Hole diameter | = | 0,25 in |
| Jumlah hole | = | 53057 Lubang |
| Panjang weir | = | 11,7 ft ² |
| Tinggi Kolom | = | 32 m |
| | | inch |
| tinggi overflow weirs | = | 1,2153 |

5. Flue Gas Desulphurization (D-320)

Tabel V.48 *Flue Gas Desulphurization (D-320)*

| | | | |
|--------------------------|---|--|----|
| Spesifikasi FGD : | | | |
| Tipe Aliran | : | <i>Cross Flow</i> | |
| | | Mengontakkan SO ₂ dengan <i>water</i> | |
| Fungsi | : | <i>process</i> | |
| | | Ceramic Intalox Saddles | |
| Jenis <i>Packing</i> | : | (38 mm) | |
| Diameter Kolom | : | 100 | in |
| Tinggi Kolom | : | 527 | in |
| Tebal Silinder | | | |
| Kolom | : | 3/8 | in |
| Tebal Tutup | : | 1/5 | in |
| Tinggi Tutup | | | |
| Atas | : | 16 54/71 | in |
| Tinggi Tutup | | | |
| Bawah | : | 29 | in |
| | | | kg |
| Kapasitas | : | 122.346,9 | /h |

6. Carbonation column (D-330)

Tabel V.49 Carbonation column (D-320)

| | | | | |
|------------------------------|---|--|-----------------|--------------------------|
| Spesifikasi | | | | |
| Nama | = | Carbonasi Coloumn (D-330) | | |
| Fungsi | = | Mengontakkan CO ₂ dengan NH ₄ OH | | |
| Tipe | = | Cross Flow | | |
| Tinggi | = | 45 m | | |
| Kolom | = | 45 m | | |
| Jumlah tray (N) | = | 55 | tray | |
| Aktif area (Aa) | = | 7,06 | m ² | 109851,7 in ² |
| Area of Downcomer (Ad) | = | 0,78 | m ² | 12190,2 in ² |
| Hole area (Ah) | = | 0,71 | m ² | 10971,1 in ² |
| Perforated Area (Ap) | = | 70,877 | ft ² | |
| Diameter Sieve Tray (D) | = | 3,2 | m | = 124,414 in |
| Jumlah Hole (n) | = | 22279 | | |
| Panjang Weir (w) | = | 2,29 | m | = 90 in |
| Tinggi Over Flow Weirs (how) | = | 0,048 | | |
| Hole pitch (Lp) | = | 0,675 | i n | |

7. *Pre-Limer (R-340)*

Tabel V.50 Pre-Limer (R-340)

| | | | | |
|----------------------|---|---|----------------|---------------|
| Spesifikasi : | | | | |
| Nama | = | Pre-Limer (R-340) | | |
| | | Mereaksikan NH ₄ Cl dari hasil filtrasi dengan | | |
| Fungsi | = | Ca(OH) ₂ | | |
| Bahan | = | Stainless Steel type 304, grade S (SA-240) | | |
| Jumlah | = | 1 | | |
| Feed Rate | = | 155 | ton/jam | |
| Kapasitas | | | m ³ | |
| Tangki | = | 179 | | |
| Tebal | | | | |
| Tangki | = | 3/16 | meter | = 7,382 in |
| Tinggi | | | | |
| Tangki | = | 9,39 | meter | = 290,626 in |
| Diameter | | | | |
| Tangki | = | 5,11 | meter | = 11441,95 in |
| Pengaduk | = | <i>Propeller</i> | | |
| Daya | | | | |
| Power | = | 1 | hp | |
| Jenis | | | | |
| Penyangga | = | <i>Leg dan Lug</i> | | |
| Bentuk | | | | |
| Penyangga | = | <i>I Bean</i> | | |
| Jumlah | | | | |
| Penyangga | = | 4 | buah | |
| Ukuran | | | | |
| Penyangga | = | 5 | in | |
| Tinggi Leg | = | 224 | in | |
| Tebal Lug | = | 3/16 | in | |

8. NH_3 Tank (F-341)

Tabel V.51 NH_3 Tank (F-341)

| | | | | |
|---------------------|---|--|--------------|--------------|
| Spesifikasi: | | | | |
| Nama | = | NH_3 Storage (F-341) | | |
| | | Mereaksikan NH_4Cl dari hasil filtrasi | | |
| Fungsi | = | dengan $\text{Ca}(\text{OH})_2$ | | |
| Bahan | = | Stainless Steel type 304, grade S (SA-240) | | |
| Jumlah | = | 1 | | |
| Feed Rate | = | 25 | ton/jam | |
| Kapasitas | | | m^3 | |
| Tangki | = | 2573 | | |
| Tebal | | | | |
| Tangki | = | 0,02 | m | = 5/8 in |
| Panjang | | | | |
| Tangki | = | 24,6 | m | = 967,211 in |
| Diameter | | | | |
| Tangki | = | 13,4 | m | = 526,230 in |

V.1.4 CALCINATION SECTION

1. Rotary Drum Filter (H-410)

Tabel V.52 Rotary Drum Filter (H-410)

| | | | | |
|---------------------|--|-------|--------------|----------------------|
| Spesifikasi: | | | | |
| Nama | Rotary Drum Filter (H-410) | | | |
| Fungsi | Memisahkan endapan bikarbonat yang terdapat dalam mother liquor dari kolom karbonasi | | | |
| Tipe | Rotary Drum Filter | | | |
| Jumlah | = | 1 | buah | |
| Kapasitas | = | 153 | m^3 | |
| Luas Filter | = | 15,37 | m^2 | 20.221 ft^2 |
| Drum | | | | |
| Diameter | = | 1,7 | m | = 1700 mm |
| Powe | = | 2050 | watt | = 0,268 hp |

2. Blower (G-421)

Tabel V.53 Blower (G-421)

| | | | |
|----------------------|---|--|---------------------|
| Spesifikasi : | | | |
| Nama | : | Blower (G-421) | |
| | | Menghembuskan udara dari luar ke dalam <i>rotary</i> | |
| Fungsi | : | <i>calciner</i> (B-520) | |
| Tipe | : | <i>Centrifugal blower</i> | |
| Volume udara | | | |
| masuk | = | 570571 | m ³ /jam |
| Power | = | 29 | HP |
| Jumlah | = | 8 | buah |

3. Rotary Calciner (B-420)

Tabel V.54 Rotary Calciner (B-420)

| | | | |
|------------------------|---|---|--------------|
| Spesifikasi : | | | |
| Nama | : | Rotary Calciner (B-420) | |
| Fungsi | : | Untuk mendekomposisi NaHCO ₃ dan NH ₄ HCO ₃ yang masuk dari rotary drum filter (H-510) dengan udara yang dipanaskan oleh steam | |
| Tipe | : | Direct-heat rotary dryer | |
| Jumlah | = | 1 | buah |
| Kapasitas | = | 64 | ton/jam |
| Inside diameter dryer | = | 2,435 | m 95,879 in |
| Outside diameter dryer | = | 2,436 | m 95,913 in |
| Panjang dryer | = | 14,612 | m 575,275 in |
| Kecepatan putar dryer | = | 2,053 | Rpm |
| Jumlah flight | | 2 | buah |
| Tinggi flight | = | 0,304 | m 11,985 in |
| Power | = | 19 | hp |

4. *Cyclone Rotary Calciner (H-422)*

Tabel V.55 *Cyclone Rotary Calciner (H-422)*

| | | | |
|--|---|------|-------------------|
| Spesifikasi: | | | |
| Nama | = <i>Cyclone Rotary Calciner (H-422)</i> | | |
| Fungsi | = Untuk menangkap partikel padat yang terbawa gas panas keluar dari rotary calciner | | |
| Kecepatan gas masuk | = | 15 | m/s |
| Lebar Inlet cyclone rectangular | = | 0,06 | m 5,73 cm |
| Diameter saluran gas keluar Cyclone | = | 0,12 | m 11,5 cm |
| Diameter Cyclone | = | 0,23 | m 22,9 cm |
| Tinggi Cyclone setelah Bc pada gas masuk | = | 0,12 | m 11,5 cm |
| Panjang Ruang Gravitasi Settling dalam arah aliran gas | = | 0,46 | m 45,9 cm |
| Lebar outlet cyclone rectangular | = | 0,03 | m 2,87 cm |
| Panjang Ruang Spiral dalam Cyclone | = | 0,45 | m 45,9 cm |
| Diameter pada saat partikel keluar | = | 0,06 | m 5,74 cm |
| Jumlah | = | 1 | buah |

5. *Belt Conveyor (J-423)*

Tabel V.56 *Belt Conveyor (J-423)*

| | | | | | |
|----------------------|---|--|--------|-------|-----|
| Spesifikasi : | | | | | |
| Nama | = | <i>Belt conveyor (J-523)</i> | | | |
| Fungsi | = | Sebagai media transportasi penyaluran limestone dari limestone storage menuju ke crusher Troughed belt on countinuous plate | | | |
| Tipe | = | | | | |
| Kapasitas | = | 24.015 | Kg/jam | | |
| Panjang | = | 5 | m | 196,8 | in |
| Lebar | = | 14 | In | | |
| Kecepatan putaran | = | | | | |
| | | 100 | ft/min | 0,5 | m/s |
| Power motor | = | 2,55 | HP | | |
| Jumlah | = | 1 | buah | | |

6. *Belt Conveyor (J-424)*

Tabel V.57 *Belt Conveyor (J-424)*

| | | | | | |
|----------------------|---|---|--------|--------|-----|
| Spesifikasi : | | | | | |
| Nama | = | <i>Belt Conveyor (J-424)</i> | | | |
| Fungsi | = | Menyalurkan Na ₂ CO ₃ dari belt conveyor (J-423) menuju ball mill (C-430) | | | |
| Tipe | = | <i>Troughed belt on countinuous plate</i> | | | |
| Kapasitas | = | 24.015 | kg/jam | | |
| Panjang | = | 10,234 | m | 402,91 | in |
| Lebar | = | 14 | in | | |
| Kecepatan putaran | = | | | | |
| | | 100 | ft/min | 1 | m/s |
| Power motor | = | 3 | HP | | |
| | | | buah | | |
| Jumlah | = | 1 | | | |

7. *Ball Mill Na₂CO₃(C-430)*

Tabel V.58 *Ball Mill Na₂CO₃(C-430)*

| | | |
|---------------------|---|--|
| Spesifikasi: | | |
| Nama | = | <i>Ball Mill Na₂CO₃(C-430)</i> |
| Tipe | = | Continuous Ball Mills No.48 |
| Model | = | No.48 sieve |
| Kapasitas maksimal | = | 25 Ton/jam |
| Power | = | 7 hp |
| Mill speed | = | 21 rpm |
| | | 20,2 |
| Ball charge | = | 0 Ton |
| Size | = | 8 x 6 ft |

8. *Vibrating Screen (H-431)*

Tabel V.59 *Vibrating Screen (H-431)*

| | | |
|---------------------|---|--|
| Spesifikasi: | | |
| Nama | = | <i>Vibrating Screen (H-431)</i> |
| Fungsi | = | Menyeragamkan ukuran Na ₂ CO ₃ menjadi ukuran 0,074 mm (200mesh) |
| Tipe | = | <i>High speed vibrating screen</i> |
| Kapasitas | = | 25 ton/jam |
| Ukuran | = | 200 mesh |
| Kecepatan Vibrasi | = | 1450 rpm |
| | | 45,6 |
| Luas total | = | 4 m ² |
| Power | = | 55 HP |
| Material | = | Carbon steel |

9. *Bucket Elevator (J-432)*

Tabel V.60 *Bucket Elevator (J-432)*

| | | | | |
|---------------------|------|--|---------|---------|
| Spesifikasi: | | | | |
| Nama | = | <i>Bucket Elevator (J-432)</i> | | |
| Tipe | = | <i>Centrifugal Discharge</i> | | |
| Fungsi | = | Menyalurkan product Na_2CO_3 sebelum masuk dan disimpan didalam silo | | |
| Kapasitas | = | 24 | tph | |
| Diameter | | | | |
| Shaft | Head | = | 1 15/16 | in |
| | Tail | = | 1 11/16 | in |
| Diameter | Head | | | |
| Purley : | | = | 20 | in |
| | Tail | = | 14 | in |
| Lebar | | | | |
| Belt | = | 9 | in | |
| Bucket | | | | |
| Speed | = | 69 | m/min | 1,1 m/s |
| Effisiensi | | | | |
| Motor | = | 80% | | |
| Daya | = | 5 | HP | |

10. *Silo Na_2CO_3 (F-433)*

Tabel V.61 *Silo Na_2CO_3 (F-433)*

| | | | | |
|----------------------|---|---|--------------|--|
| Spesifikasi : | | | | |
| | = | | | |
| Nama | | Silo Na_2CO_3 (F-433) | | |
| Fungsi | = | Digunakan untuk tempat menyimpan product Na_2CO_3 sebelum dikemas | | |
| Kapasitas | = | 1.200 | m^3 | |
| Waktu | | | | |
| tinggal | = | 1 | hari | |
| Tinggi silo | = | 13 | m | |
| Diameter | = | 15 | m | |

| | | | |
|-------------|---|--------------|----|
| silo | | | |
| Tebal | | | |
| silo | = | 3/16 | in |
| Tebal tutup | | | |
| atas | = | 3/16 | in |
| Tebal tutup | | | |
| silo | = | 1/4 | in |
| Bahan | | Carbon steel | |
| kontruksi | = | | |

V.2 DAFTAR HARGA

Dengan asumsi telah dilakukan perjanjian dengan *vendor* dan kontraktor bahwa peralatan dibeli pada tahun 2018 dengan menggunakan kurs mata uang saat kontrak ditandatangani dan pabrik mulai beroperasi pada awal tahun 2022

Harga peralatan setiap saat berubah tergantung pada perubahan ekonomi. Apabila harga alat pada beberapa tahun lalu diketahui, maka harga alat pada masa sekarang dapat ditaksir dengan menggunakan *Marshall and Swift Equipment Cost Index*.

Besarnya harga alat dapat dinyatakan sebagai berikut:

$$\text{Harga sekarang} = \frac{\text{Index harga tahun sekarang}}{\text{Index harga tahun } x}$$

Tabel B.1 Marshal and Swift Cost Index

| Tahun | Annual Index |
|-------|--------------|
| 2002 | 395,6 |
| 2003 | 402 |
| 2004 | 444,2 |
| 2005 | 468,2 |
| 2006 | 499,6 |
| 2007 | 525,4 |
| 2008 | 575,4 |
| 2009 | 521,9 |
| 2010 | 550,8 |
| 2011 | 585,7 |
| 2012 | 584,6 |
| 2013 | 567,3 |
| 2014 | 576,1 |
| 2015 | 556,8 |
| 2016 | 541,7 |
| 2017 | 567,5 |

Dengan metode *Least Square* (Petters and Timmerhauss) dapat dilakukan penaksiran *index* harga rata-rata pada akhir tahun 2017. Penyelesaian dengan *Least Square* menghasilkan suatu persamaan berikut :

$$y=a+b (x-x')$$

$$\begin{aligned}
 x &= \text{Tahun} \\
 y &= \text{Cost} \\
 y &= \text{Index} \\
 a &= y' \text{ (harga rata-rata } y) \\
 b &= \frac{\sum[(x' - \bar{x})(y' - \bar{y})]}{\sum(x' - \bar{x})^2} = \text{Slope last square}
 \end{aligned}$$

Tabel D.2 Penaksiran Indeks Harga dengan Metode *Least Square*

| Dat a | x | y | x ² | y ² | xy |
|----------|------|-------|----------------|----------------|-----------|
| 1 | 2002 | 395,6 | 4008004 | 156499,3 6 | 791991,2 |
| 2 | 2003 | 402 | 4012009 | 161604 | 805206 |
| 3 | 2004 | 444,2 | 4016016 | 197313,6 4 | 890176,8 |
| 4 | 2005 | 468,2 | 4020025 | 219211,2 4 | 938741 |
| 5 | 2006 | 499,6 | 4024036 | 249600,1 6 | 1002197,6 |
| 6 | 2007 | 525,4 | 4028049 | 276045,1 6 | 1054477,8 |
| 7 | 2008 | 575,4 | 4032064 | 331085,1 6 | 1155403,2 |
| 8 | 2009 | 521,9 | 4036081 | 272379,6 1 | 1048497,1 |
| 9 | 2010 | 550,8 | 4040100 | 303380,6 4 | 1107108 |
| 10 | 2011 | 585,7 | 4044121 | 343044,4 9 | 1177842,7 |
| 11 | 2012 | 584,6 | 4048144 | 341757,1 6 | 1176215,2 |
| 12 | 2013 | 567,3 | 4052169 | 321829,2 | 1141974,9 |

| | | | | | |
|----------|-------|--------|--------------|---------------|----------------|
| | | | | 9 | |
| 13 | 2014 | 576,1 | 4056196 | 331891,2 1 | 1160265,4 |
| 14 | 2015 | 556,8 | 4060225 | 310026,2 4 | 1121952 |
| 15 | 2016 | 541,7 | 4064256 | 293438,8 9 | 1092067,2 |
| 16 | 2017 | 567,5 | 4068289 | 322056,2 5 | 1144647,5 |
| Σ | 32152 | 8362,8 | 6460978 4 | 4431162, 5 | 16808763, 6 |

$$\begin{aligned}
 n &= \text{Jumlah Data} \\
 &= 16 \\
 a &= y' = \frac{\Sigma y}{n} \\
 b &= \frac{\Sigma[(x' - x)(y' - y)]}{\Sigma(x' - x)^2}
 \end{aligned}$$

$$x' = \frac{\Sigma x}{n} = \frac{32152}{16} = 2009,5$$

$$y' = \frac{\Sigma y}{n} = \frac{8362,8}{16} = 522,675$$

Dari persamaan 17.21 *Peters & Timmerhaus 4th edition* hal. 760 :

$$S(x' - x)^2 = S - (S$$

$$\begin{aligned}
 & \frac{\sum x^2}{n} - \frac{(\sum x)^2}{n} \\
 & = \frac{6460978}{4} - \frac{1,034E+09}{16} = \frac{34}{0} \\
 & \frac{\sum (y' - y)^2}{n} \\
 & = \frac{4431162,5}{4} - \frac{6993642}{16} = \frac{60136,0}{1}
 \end{aligned}$$

Dari persamaan 17.20 *Peters & Timmerhaus 4th edition* hal. 760 :

$$\begin{aligned}
 \sum [(x' - x)(y' - y)] &= \sum xy - \frac{(\sum x \cdot \sum y)}{n} \\
 &= \frac{1680876}{4} - \frac{2688807}{16} \\
 &= 3717
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 b &= \frac{\sum [(x' - x)(y' - y)]}{\sum (x' - x)^2} \\
 &= \frac{3717}{340} = 10,9
 \end{aligned}$$

$$a = \bar{y} = \frac{\sum y}{n} = 523$$

Berdasarkan persamaan

D2.2, maka :

$$\begin{aligned}
 y &= a + b(x - x') \\
 &= 522,675 + 10,9324 \left(\frac{201}{0} - \right) \\
 &\quad - 21445,8 \\
 &= 9 + 10,9324 x
 \end{aligned}$$

Dari persamaan yang didapat, maka diperoleh harga *cost indexs* (y) :

$$\text{Tahun 2014} = 571,8706$$

$$\text{Tahun 2019} = 626,5324$$

Harga peralatan pada perhitungan analisa ekonomi ini merupakan harga yang didapatkan dari

- alibaba.c
- om
- Pricelist 43
- predolo Ò
- matche.c
- om
- gudangart.c
- om

Contoh

perhitungan :

$$\begin{aligned}
 &\text{Limestone} \\
 &1 \text{ Hopper} \\
 &\text{Ti} \qquad \qquad \qquad \text{Big bag type} \\
 &\text{pe} \qquad \qquad \qquad = \text{Cement Silo} \\
 &\text{Jumlah} \qquad \qquad = 1 \\
 &\text{Harga Tahun} \qquad \qquad 623 \text{ U} \\
 &\text{2014} \qquad \qquad \qquad = 7 \text{ S\$} \\
 &\text{Harga Tahun} \qquad \qquad = \frac{\text{Index tahun}}{\text{Index tahun}} \times \text{Har}
 \end{aligned}$$

2019

$$\begin{aligned}
 & \frac{\text{Index tahun 2018}}{\text{Index tahun 2018}} \times \text{ga tahun 2018} \\
 & = \frac{626,53}{571,87} \times \$ 6237 \\
 & = \$ 6833
 \end{aligned}$$

| Kode | Nama Alat | Jumlah | Harga Satuan (US\$) | | Total |
|-------|--------------------------------------|--------|---------------------|--------|--------|
| | | | 2018 | 2019 | |
| F-111 | Raw Salt Storage | 1 | 300 | 329 | 329 |
| J-112 | Belt Conveyor | 1 | 42 | 46 | 46 |
| C-110 | Roll Crusher | 1 | 7800 | 8.546 | 8.546 |
| H-113 | Bag Filter | 1 | 3.573 | 3.915 | 3.915 |
| H-114 | Vibrating Screen | 1 | 833 | 913 | 913 |
| J-115 | Belt Conveyor | 1 | 42 | 46 | 46 |
| J-116 | Bucket Elevator | 1 | 1.073 | 1.176 | 1.176 |
| M-120 | Salt Disolver Tank | 1 | 12400 | 13.585 | 13.585 |
| L-121 | Salt Disolver Pump | 2 | 200 | 219 | 438 |
| M-130 | Na ₂ CO ₃ Tank | 1 | 1882 | 2.062 | 2.062 |

| | | | | | |
|-------|---|---|--------|------------|------------|
| L-131 | Na ₂ CO ₃ Pump | 2 | 200 | 219 | 438 |
| M-140 | Ca(OH) ₂ Tank | 1 | 1248 | 1.36 7 | 1.36 7 |
| L-141 | Ca(OH) ₂ Pump | 2 | 200 | 219 | 438 |
| R-150 | Brine Reaktor | 1 | 25400 | 27.8 28 | 27.8 28 |
| L-151 | Brine Reaktor Pump | 2 | 200 | 219 | 438 |
| M-160 | P.A.M Tank | 1 | 1015 | 1.11 2 | 1.11 2 |
| L-161 | P.A.M Pump | 2 | 200 | 219 | 438 |
| H-170 | Clarifier Tank | 1 | 24000 | 26.2 94 | 26.2 94 |
| L-171 | Clarifier Pump | 2 | 200 | 219 | 438 |
| F-172 | Brine Storage | 1 | 500 | 548 | 548 |
| L-173 | Brine Storage Pump | 2 | 200 | 219 | 438 |
| F-211 | Limestone Hopper | 1 | 6.625 | 7.25 8 | 7.25 8 |
| J-212 | Belt Conveyor (42 m) | 1 | 42 | 46 | 1.91 7 |
| C-210 | Jaw Crusher Limestone | 1 | 10.447 | 11.4 46 | 11.4 46 |

| | Section | | | | |
|-------|----------------------------|---|--------|------------|------------|
| H-213 | Bag Filter | 1 | 3.573 | 3.91 5 | 3.91 5 |
| H-214 | Vibrating Screen | 1 | 909 | 996 | 996 |
| J-215 | Belt Conveyor (10 m) | 1 | 42 | 46 | 457 |
| F-221 | Coal Storage | 1 | 300 | 329 | 329 |
| J-222 | Belt Conveyor (32m) | 1 | 42 | 46 | 1.46 1 |
| C-220 | Coal Mill | 1 | 3.312 | 3.62 9 | 3.62 9 |
| H-223 | Vibrating Screen | 1 | 3.838 | 4.20 5 | 4.20 5 |
| J-224 | Belt Conveyor (10 m) | 1 | 42 | 46 | 457 |
| G-231 | Blower Batubara | 6 | 1.900 | 2.08 2 | 12.4 90 |
| B-230 | Rotary Kiln | 1 | 85.337 | 93.4 94 | 93.4 94 |
| H-232 | Cyclone Rotary Kiln | 1 | 4.800 | 5.25 9 | 5.25 9 |
| E-233 | Grate Cooler | 1 | 22.844 | 25.0 28 | 25.0 28 |
| H-234 | Cyclone Cooler | 1 | 4.835 | 5.29 7 | 5.29 7 |

| | | | | | |
|-------|-----------------------------|---|--------|--------|--------|
| J-235 | Belt Conveyor (10 m) | 1 | 42 | 46 | 457 |
| J-236 | Bucket Elevator | 1 | 1.073 | 1.176 | 1.176 |
| R-240 | Lime Slaker | 1 | 1.499 | 1.642 | 1.642 |
| H-241 | Dewatering Screen | 1 | 8.000 | 8.765 | 8.765 |
| F-242 | Ca(OH) ₂ Storage | 1 | 1.810 | 1.983 | 1.983 |
| L-253 | Ca(OH) ₂ Pump | 2 | 200 | 219 | 438 |
| E-311 | HE | 1 | 300 | 329 | 329 |
| E-313 | Cooler | 1 | 300 | 329 | 329 |
| D-310 | Absorber Column | 1 | 80.000 | 87.647 | 87.647 |
| L-312 | Ammonical Brine Pump | 4 | 200 | 219 | 876 |
| D-330 | Flue Gas Desulfurized | 1 | 4.500 | 4.930 | 4.930 |
| E-321 | HE | 1 | 300 | 329 | 329 |
| E-322 | Cooler | 1 | 300 | 329 | 329 |
| D-330 | Carbonation Column | 1 | 80.000 | 87.647 | 87.647 |
| F-341 | NH ₃ Tank | 5 | 12.570 | 13.771 | 68.857 |
| R-340 | Pre-Limer | 1 | 16.850 | 18.461 | 18.461 |
| H-410 | Rotary | 1 | 4.500 | 4.93 | 4.93 |

| | | | | | |
|-------|--------------------------------------|---|--------|--------|--------|
| | Drum Filter | | | 0 | 0 |
| G-421 | Blower Udara | 8 | 1.900 | 2.082 | 16.653 |
| B-420 | Rotary Calciner | 1 | 84.524 | 92.603 | 92.603 |
| H-422 | Cyclone Rotary Calciner | 1 | 21.900 | 23.993 | 23.993 |
| J-423 | Belt Conveyor (5 m) | 1 | 42 | 46 | 228 |
| J-424 | Belt Conveyor (10 m) | 1 | 42 | 46 | 457 |
| C-430 | Ball Mill | 1 | 11.600 | 12.709 | 12.709 |
| H-431 | Vibrating Screen | 2 | 12.600 | 13.804 | 27.609 |
| J-432 | Bucket Elevator | 1 | 1.171 | 1.283 | 1.283 |
| F-433 | Na ₂ CO ₃ Silo | 1 | 13.452 | 14.738 | 14.738 |

Perhitungan Harga Peralatan Proses :

Kurs Dollar Amerika 1 \$ = Rp. 14.905,00

Harga Peralatan proses pada tahun 2019 = Rp 61.307.907.400

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB VI

ANALISA EKONOMI

Analisa ekonomi merupakan salah satu tolok ukur yang digunakan untuk mengetahui kelayakan dalam pendirian suatu pabrik. Penentuan kelayakan pendirian suatu pabrik ditinjau dari segi ekonomi dapat diperhitungkan dengan menggunakan beberapa parameter ekonomi antara lain POT (Pay Out Time), NPV (Net Present Value), BEP (Break Even Point) dan Analisa kepekaan (sensitifitas).

VI.1 PENGELOLAAN SUMBER DAYA MANUSIA

VI.1.1 Bentuk Badan Perusahaan

Bentuk badan perusahaan pabrik Soda Ash (Natrium Karbonat) direncanakan sebagai Perseroan Terbatas (PT). Perseroan Terbatas merupakan suatu persekutuan yang menjalankan perusahaan dengan modal usaha yang terbagi beberapa saham, dimana tiap sekutu (disebut juga persero) turut mengambil bagian sebanyak satu atau lebih saham. Pemilihan bentuk perusahaan sebagai Perseroan Terbatas (PT) didasarkan atas pertimbangan-pertimbangan berikut :

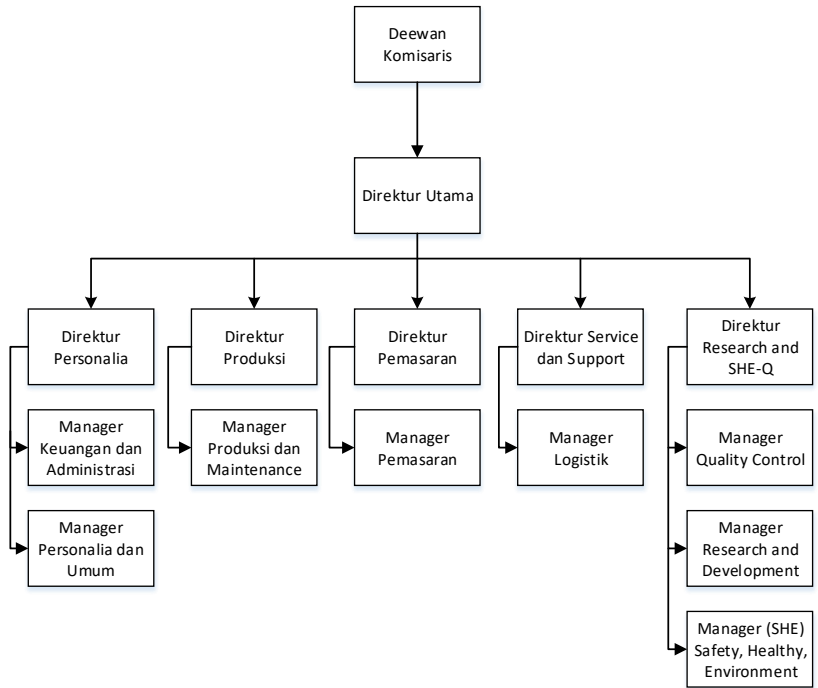
1. Modal perusahaan dapat lebih mudah diperoleh yaitu dari penjualan saham maupun dari pinjaman melalui bank.
2. Tanggung jawab pemegang saham terbatas, sebab segala sesuatu yang menyangkut kelancaran perusahaan ditangani oleh pemimpin perusahaan.
3. Kekayaan pemegang saham terpisah dari kekayaan perusahaan, sehingga kekayaan pemegang saham tidak menentukan modal perusahaan.
4. Kelangsungan hidup perusahaan lebih terjamin karena tidak terpengaruh oleh salah seorang pemegang saham, direksi atau karyawan

VI.1.2 Sistem organisasi perusahaan

Struktur organisasi perusahaan dalam pra desain pabrik ini direncanakan berupa sistem garis dan staf, sistem ini merupakan kombinasi dari pengawasan secara langsung dan spesialisasi pengaturan dalam perusahaan. Pertimbangan dalam pemakaian sistem ini adalah sebagai berikut :

1. Biasa digunakan untuk organisasi yang cukup besar dengan produksi yang terus menerus.
2. Terdapat kesatuan pimpinan dan perintah, sehingga disiplin kerja lebih baik.
3. Masing-masing kepala bagian/manager secara langsung bertanggung jawab atas aktivitas yang dilakukan untuk mencapai tujuan perusahaan.
4. Pimpinan tertinggi dipegang oleh seorang direktur yang bertanggung jawab kepada dewan komisaris. Anggota dewan komisaris merupakan wakil-wakil dari pemegang saham dan dilengkapi dengan staf ahli yang bertugas memberikan nasihat dan saran kepada direktur.

Bagan struktur organisasi diberikan pada **gambar VI.1** di bawah ini.



Gambar VI.1 Bagan Struktur Organisasi Pabrik Soda Ash (Natrium Karbonat)

Terdapat dua komponen utama dalam sistem organisasi garis dan staf , yaitu :

➤ **Pimpinan**

Tugas pimpinan secara garis besar adalah :

- Membuat rencana kerja yang terperinci dengan koordinasi para staf.
- Melakukan pengawasan pelaksanaan kerja dari berbagai bagian dalam pabrik.
- Meninjau secara teratur pelaksanaan pekerjaan di tiap–tiap bagian dan memberikan bimbingan serta petunjuk di dalam pelaksanaan pekerjaan.
- Melaporkan kepada direksi tentang hal–hal yang terkait dengan pengelolaan pabrik.

- e) Mewakili pabrik dalam perundingan dengan pihak lain.

➤ Staf (Pembantu Pimpinan)

Suatu badan yang terdiri dari para tenaga ahli yang membantu pemimpin dan yang menjalankan kebijaksanaan perusahaan. Staf merupakan suatu tim yang utuh dan saling membantu dan saling membutuhkan, setiap permasalahan yang ada dipecahkan secara bersama.

Macam-macam staff antara lain :

- a) Staf Koordinasi

Biasanya disebut staf umum, yaitu kelompok staf yang membantu pimpinan dalam perencanaan dan pengawasan, juga setiap saat memberikan nasehat kepada pimpinan baik diminta maupun tidak.

- b) Staf Teknik

Biasanya disebut staf khusus, yaitu kelompok staf yang memberikan pelayanan jasa kepada komponen pelaksana untuk melancarkan tugas pabrik.

- c) Staf Ahli

Staf ini terdiri dari para ahli dalam bidang yang diperlukan oleh pabrik untuk membantu direktur dalam penelitian.

VI.1.3. Pembagian Tugas Pekerjaan

Pembagian tugas adalah urutan tentang tata kerja yang diberikan kepada setiap karyawan dengan tujuan agar setiap karyawan mengetahui tugasnya masing-masing dan bertanggung jawab atas tugasnya tersebut, sehingga dengan adanya pembagian tugas yang jelas, dapat dihindari adanya pemborosan tenaga kerja dan penempatan karyawan sesuai dengan keahliannya mudah dilaksanakan.

1. Pemegang saham

Pemegang saham adalah beberapa orang yang mengumpulkan modal untuk pabrik dengan cara membeli saham perusahaan. Pemegang saham pula yang merupakan pemilik perusahaan dimana jumlah yang dimiliki tergantung dan terbatas sesuai dengan besarnya saham yang dimilikinya, sedangkan kekayaan pribadi milik pemegang saham tidak dipertanggungjawabkan sebagai jaminan atas hutang-hutang perusahaan. Pemegang saham harus menanamkan modal paling sedikit 1 tahun. Kekuasaan tertinggi terletak ditangan pemegang saham, dan merekalah yang memilih dan menentukan direktur

Tugas dan wewenang pemegang saham :

- Memilih, mengangkat dan memberhentikan pimpinan perusahaan.
- Mengesahkan rencana kerja, rencana dan perhitungan laba rugi dalam setahun
- Meminta pertanggungjawaban Dewan Komisaris
- Mengadakan rapat umum sedikitnya setahun sekali.

2. Dewan Komisaris

Merupakan wakil dari pemegang saham dan juga pemilik saham perusahaan. Semua keputusan ditentukan oleh rapat persero, dan biasanya yang menjadi ketua rapat adalah dewan komisaris. Dewan komisaris adalah ketua dari pemegang saham dan dipilih dari rapat umum pemegang saham.

Tugas dan wewenang dewan komisaris :

- Memilih direktur utama dan menetapkan kebijakan perusahaan
- Menyetujui atau menolak rencana yang diajukan oleh direktur utama
- Mengadakan evaluasi mengenai hasil yang diperoleh oleh perusahaan
- Memberi masukan kepada direktur tentang perubahan-perubahan yang akan dilakukan pada perusahaan

3. Direktur Utama

Direktur utama adalah orang yang dipilih dewan komisaris untuk memimpin perusahaan dan bertanggung jawab atas kelangsungan perusahaan.

Tugas dan wewenang direktur utama :

- Bertanggung jawab kepada dewan komisaris
- Menetapkan kebijaksanaan perusahaan baik kedalam maupun keluar
- Mengawasi jalannya perusahaan
- Mengatur dan mengawasi keuangan perusahaan
- Bertanggung jawab atas kelancaran perusahaan

4. Direktur Produksi

Direktur produksi bertugas membantu direktur utama dalam pelaksanaan tugasnya, baik yang berhubungan dengan operasi produksi pabrik dalam hal produksi, konstruksi pabrik, maintenance peralatan, inspeksi peralatan dalam proses produksi, dan produk yang dihasilkan. Dalam hal ini Direktur Produksi dibantu oleh Manager Produksi dan Maintenance yang membawahi staf di bagiannya.

Tugas dan kewajiban Manager produksi dan maintenance :

- Bertanggung jawab atas kelancaran dan pengawasan produksi
- Bertanggung jawab apabila terjadi kesalahan dalam proses produksi (pengambil keputusan ketika terdapat masalah dalam proses)
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi
- Bertanggung jawab dalam pengaturan dan pemeliharaan, pengawasan serta peralatan pabrik
- Melakukan inspeksi peralatan secara berkala
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Produksi
- Bertugas memelihara dan menjaga fasilitas maupun peralatan pabrik yang ada dan mengadakan perbaikan/penggantian yang diperlukan agar didapatkan kontinuitas kerja dan operasi sesuai dengan perencanaan
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian maintenance.

5. Direktur Personalia

Direktur Personalia dalam pelaksanaan tugasnya berhubungan dengan Internal Perusahaan antara lain hal keuangan dan pembukuan perusahaan, sistem administrasi, dan kepegawaian. Menentukan kebijakan keuangan pabrik agar dapat memperoleh keuntungan maksimal. Dalam hal ini Manager Keuangan dibantu oleh Manager Pembukuan yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

Tugas dan kewajiban Manager Keuangan dan Manager Administrasi:

- Bagian keuangan bertugas atas keuangan dan transaksi perusahaan.
- Bagian pembukuan bertugas atas pemeliharaan administrasi keuangan, penghitungan pajak dan pembukuan perusahaan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Internal
- Mengatur dan mengawasi pemasaran produksi dan pembelian bahan baku
- Membuat sistem pengarsipan data-data perusahaan

Tugas dan kewajiban Manager Personalia dan Umum:

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang kepegawaian, fasilitas bagi karyawan, peningkatan mutu karyawan, pelayanan terhadap masyarakat maupun karyawan serta keamanan pabrik.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Personalia.

5. Direktur Pemasaran

Direktur Pemasaran yang bertugas membantu direktur dalam pelaksanaan tugasnya yang berhubungan dengan pemasaran.

Dalam hal ini direktur pemasaran dibantu oleh manager Pemasaran.

Tugas dan Kewajiban Manager Pemasaran

- Membantu direktur dalam perencanaan maupun dalam penelaahan kebijaksanaan pokok dalam bidang pemasaran.
- Menentukan kebijakan pemasaran agar dapat memperoleh hasil maksimal.
- Mengadakan koordinasi yang tepat dari bagian pemasaran.
- Memberikan instruksi kepada bawahannya untuk mengadakan tugas masing-masing.

7. Direktur Service and Support

Direktur Service and Support dalam pelaksanaan tugasnya berhubungan dengan usaha pelayan jasa, pengadaan logistik, serta usaha-usaha berbasis teknologi yang mendukung sistem kerja perusahaan. Dalam hal ini Direktur Service and Support dibantu oleh Manager Logistik yang membawahi staf di bagiannya.

Tugas dan kewajiban Manager Logistik:

- Bagian ini bertugas untuk mengadakan kontak dengan pihak penjual bahan baku dan mempersiapkan order-order pembelian.
- Melakukan pengecekan terhadap keperluan di perusahaan dan memberikan fasilitas terbaik dari perusahaan.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Service and Support.

8. Direktur Research and SHE-Q

Direktur Research and SHE-Q dalam pelaksanaan tugasnya berhubungan dengan pengembangan produk, keamanan, kesehatan, pencemaran, serta quality control. Dalam hal ini Direktur Research and SHE-Q dibantu oleh Manager Research and Development, Manager SHE, dan Manager Quality Control yang masing-masing membawahi staf di bagian masing-masing.

Tugas dan kewajiban Manager Quality Control;

- Bagian QC bertugas mengontrol kualitas produk, bagian ini juga bertugas meneliti dan mengembangkan

penggunaan bahan baku serta produksi yang lebih baik dan lebih ekonomis.

- Menganalisa bahan baku proses dan analisa produk secara kimia maupun fisik.
- Mengumpulkan fakta-fakta kemudian menggolongkannya dan mengevaluasinya.
- Mengkoordinasikan dengan staf bagian quality.
- Bertanggung jawab langsung kepada Direktur Research and SHE-Q

Tugas dan kewajiban Manager SHE

- Bertanggung jawab atas keselamatan yang berhubungan dengan pengoperasian, perencanaan, pengawasan, dan pemeliharaan, serta keselamatan karyawan.

Tugas dan kewajiban Manager Research and Development

- Bertanggung jawab atas pengembangan produk melalui pengembangan proses produksi maupun cara-cara terbaru yang dapat diaplikasikan ke dalam perusahaan.

VI.1.3. Perincian Jumlah Tenaga Kerja

Jumlah karyawan yang dibutuhkan untuk terselenggaranya pabrik Soda ash (Natrium karbonat) dapat diuraikan sebagai berikut :

Penentuan jumlah karyawan operasional

$$\begin{aligned}\text{Kapasitas} &= 185000 \text{ ton/tahun} \\ &= 185000 \text{ ton} / 330 \text{ hari} \\ &= 560,61 \text{ ton/hari}\end{aligned}$$

Diketahui bahwa untuk kondisi *Large Equipment Highly Automoted* dengan kapasitas produksi dalam satu hari berkisar 560 ton/hari, maka diperoleh :

$$\begin{aligned}\text{Jumlah Operating Labor} &= 53 \text{ pekerja-jam/hari.proses} \times 4 \\ \text{tahap proses} &= 212 \text{ pekerja-jam/hari}\end{aligned}$$

Untuk satu shift selama 8 jam, maka untuk 4 kelompok :

$$\text{Karyawan proses dan QC} = (212/8) \times 4$$

= 27 orang/shift

VI.1.4. Jabatan dan Tingkat Pendidikan Tenaga Kerja

Adapun jabatan dan tingkat pendidikan tenaga kerja antara lain :

- | | | |
|----------------------|---|---|
| a. Dewan komisaris | : | Pasca Sarjana Teknik |
| b. Direksi | : | Pasca Sarjana Teknik |
| c. Direktur | : | Sarjana Teknik |
| d. Manager | : | |
| - Produksi | : | Sarjana Teknik Kimia |
| - Teknik | : | Sarjana Teknik Mesin |
| - Umum | : | Sarjana Administrasi/Ekonomi |
| - SDM | : | Sarjana Psikologi/Sospol |
| - Keuangan | : | Sarjana Ekonomi |
| e. <i>Supervisor</i> | : | Sarjana Teknik / Ekonomi (sesuai bidangnya) |
| f. Karyawan | : | SMP, SMA, D3 dan S1 |

VI.1.5. Status Karyawan dan Sistem Upah

Sistem upah yang diberikan kepada karyawan tidak sama antara perusahaan satu dengan yang lainnya. Pada perusahaan ini sistem upah karyawan berbeda-beda tergantung dari status karyawan dan tingkat pendidikan serta besarnya kedudukan dan tanggung jawab dan keahliannya.

Adapun status karyawan dapat digolongkan sebagai berikut :

a. Karyawan Tetap

Adalah karyawan yang sudah diangkat sebagai karyawan tetap perusahaan berdasarkan surat keputusan direktur. Pembayaran upah didasarkan atas upah bulanan dan mendapat hak penuh atas tunjangan-tunjangan dan jaminan-jaminan sosial yang diberikan perusahaan.

b. Karyawan Tidak Tetap

Adalah karyawan yang masih menjalani masa kerja percobaan paling lama tiga bulan, diterima sebagai pegawai berdasarkan nota persetujuan direktur atas pengajuan kepala yang membawahinya. Pembayaran upah berdasarkan upah bulanan, tetapi belum dapat hak penuh atas tunjangan-tunjangan dan jaminan sosial yang diberikan perusahaan.

c. Karyawan Harian

Adalah karyawan yang bekerja secara harian atau borongan, seperti buruh pengangkut barang, buruh bangunan dan lain-lain yang bekerja pada saat tertentu saja (pada saat pabrik membutuhkan). Mereka bekerja berdasarkan nota persetujuan kepala yang membawahinya, atas permintaan kepala bagian yang membutuhkan.

Sistem penggajian dalam perusahaan ini adalah :

a. Gaji bulanan

Gaji bulanan diberikan kepada karyawan bulanan tetap yang sesuai dengan bidang, kedudukan serta keahliannya masing-masing.

b. Gaji harian

Gaji harian diberikan kepada karyawan harian tetap yang besarnya tergantung pada keahlian dan masa kerjanya. Gaji harian diberikan pada setiap hari Sabtu.

c. Gaji borongan

Gaji borongan diberikan kepada karyawan harian lepas atau pekerja borongan.

VI.1.6. Sistem Kerja

Pabrik Soda Ash direncanakan bekerja 330 hari per tahun dengan 24 jam kerja per hari. Dengan pekerjaan yang membutuhkan pengawasan terus-menerus selama 24 jam para karyawan diberikan jadwal bergilir (*shift*). Untuk ini jam kerja dibagi dalam tiga waktu kerja dimana tiap shift dibagi masing-masing 8 jam. Distribusi jam kerja diatur sebagai berikut :

| | | |
|-------------------|---|---------------|
| Shift I (pagi) | : | 06.00 – 14.00 |
| Shift II (siang) | : | 14.00 – 22.00 |
| Shift III (malam) | : | 22.00 – 06.00 |

Penggantian shift dilakukan dengan sistem 222 (2 hari malam, 2 hari pagi, 2 hari sore dan 1 hari libur). Setiap hari kerja terdapat satu grup yang libur seperti diperlihatkan pada **Gambar 6.2** berikut:

| Hari | 1 | 2 | 3 | 4 | 5 | 6 | 7 |
|-------|---|---|---|---|---|---|---|
| Shift | | | | | | | |
| I | A | D | C | B | A | D | C |
| II | B | A | D | C | B | A | D |
| III | C | B | A | D | C | B | A |
| Libur | D | C | B | A | D | C | B |

Gambar VI.2 Bagan Pembagian Shift pada Sistem 2-2-2

Untuk pekerjaan yang tidak memerlukan pengawasan terus-menerus (*non-shift*) pembagian jam kerja dilakukan sebagai berikut :

| | | | | |
|-----------------|---|---------------|---|---------------|
| Senin s/d Kamis | : | 07.00 – 12.00 | - | 13.00 – 16.30 |
| Jumat | : | 07.00 – 11.30 | - | 13.00 – 16.00 |
| Sabtu | : | 07.00 – 12.00 | | |

Jaminan Sosial

Jaminan sosial yang diberikan oleh perusahaan pada karyawan meliputi :

a. Tunjangan

- Tunjangan diluar gaji pokok, diberikan kepada tenaga kerja tetap berdasarkan prestasi yang dilakukan

- Tunjangan lembur yang diberikan kepada tenaga kerja yang bekerja diluar jam kerja (khusus untuk tenaga kerja shift)
- b. Fasilitas
- Disediakan kendaraan Dinas berupa :
 - Kendaraan roda empat bagi Direktur dan Kepala bagian
 - Disediakan kendaraan antar jemput bagi kepala seksi dan karyawan bawahannya, atau diganti dengan uang transport yang sesuai
 - Setiap karyawan diberi dua pasang pakaian kerja, perlengkapan penunjang keselamatan kerja yang sesuai dengan bidang yang ditanganinya
- c. Pengobatan
- Pengobatan ringan dapat dilakukan di poliklinik perusahaan dan diberikan kepada tenaga kerja yang membutuhkan
 - Untuk pengobatan berat diberikan penggantian ongkos sebesar 50 % secara langsung kepada rumah sakit, dokter dan apotek yang bersangkutan yang ditentukan oleh perusahaan
 - Karyawan yang mengalami gangguan kesehatan atau kecelakaan dalam melaksanakan tugasnya untuk perusahaan, akan mendapat penggantian ongkos pengobatan sepenuhnya
- d. Cuti
- Cuti tahunan selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan satu minggu sebelumnya untuk pertimbangan ijinnya
 - Cuti sakit bagi tenaga kerja yang memerlukan istirahat total berdasarkan surat keterangan dokter
 - Cuti hamil selama tiga bulan bagi tenaga kerja wanita

- Cuti untuk keperluan dinas atau perintah atasan berdasarkan kondisi tertentu

Macam Absensi

Mengingat akan disiplin karyawan untuk menunjang lancarnya produksi maka perlu diadakan suatu peraturan absensi berupa cuti yang terdiri dari :

- Cuti selama 12 hari kerja dan diatur dengan mengajukan permohonan selama satu minggu sebelumnya untuk dipertimbangkan lagi.

Cuti hamil bagi karyawan wanita satu bulan sebelum melahirkan dan dua bulan setelah melahirkan.

VI.2 UTILITAS

Utilitas merupakan sarana penunjang suatu industri, karena utilitas merupakan penunjang proses utama dan memegang peranan penting dalam pelaksanaan operasi dan proses. Sarana utilitas pada pabrik *soda abu* ini meliputi :

1. Unit penyediaan air
2. Unit penyediaan listrik
3. Unit penyediaan bahan bakar
4. Unit Penyediaan *steam*
5. Unit pemadam kebakaran

VI.2.1 Unit Penyediaan Air

Kebutuhan air untuk pabrik diambil dari air sungai-sungai besar yang berada di lokasi tempat pabrik didirikan, dimana sebelum digunakan air sungai perlu diolah terlebih dahulu, agar tidak mengandung zat-zat pengotor dan zat-zat lainnya yang tidak layak untuk kelancaran proses operasi. Air pada pabrik ini berfungsi sebagai air sanitasi, pelarut zat P.A.M sebagai *flokulant* , dan sebagai air pendingin proses. Selain itu air digunakan sebagai air umpan boiler pada unit penyedia steam, steam nantinya digunakan sebagai media pemanas pabrik soda ash pada *heater*.

- Air Sanitasi

Air sanitasi digunakan untuk keperluan para karyawan di lingkungan pabrik, baik untuk cuci, mandi, masak laboratorium, maupun perkantoran. Oleh karena air ini berhubungan dengan kesehatan maka air sanitasi harus memenuhi standart air bersih, seperti tidak berwarna, tidak berbau, suhu dibawah suhu udara, kekeruhan SiO_2 tidak lebih dari 1 ppm, tidak mengandung kuman dan $\text{pH} = 6,5 - 8,6$.

Untuk memenuhi persyaratan tersebut maka setelah proses penjernihan, air harus diberi desinfektan seperti kaporit.

- Air pendingin, pelarut dan umpan boiler pada unit penyedia *steam*

Untuk air pendingin air yang digunakan harus berupa air murni. Akan tetapi pada kenyataannya air yang diperoleh dari alam tidak dalam keadaan murni sehingga air tersebut masih perlu diolah lebih lanjut karena banyak mengandung zat – zat yang tersuspensi dan zat – zat yang terlarut seperti garam-garam bikarbonat, lumpur dan lumut yang bisa menyebabkan terjadinya kerak, endapan, berbagai jenis korosi, *foaming* dan *carry over*.

- ✓ Pembentukan kerak dan endapan

Kerak dan endapan dapat terjadi pada dinding-dinding ataupun pipa-pipa boiler. Hal ini disebabkan karena menurunnya daya larut garam-garam pada suhu tinggi. kerak dan endapan ini bisa menyebabkan terjadinya pemanasan berlebih pada dinding boiler sehingga dapat merusaknya. Selain itu juga dapat menyebabkan penyumbatan pada pipa-pipa penukar panas.

- ✓ Terjadinya korosi

Korosi pada boiler biasanya disebabkan oleh :

1. pH rendah (asam)
2. garam-garam seperti MgCl_2 , FeSO_4 dengan kadar tinggi

VI.2.2 Unit Penyediaan Tenaga Listrik

Pemenuhan kebutuhan tenaga listrik berasal dari PLN dan generator sendiri. Listrik dari PLN sebagian besar digunakan untuk non- proses seperti penerangan jalan dan kantor. Generator yang dipakai adalah diesel engineer yang berfungsi sebagai tenaga penggerak dari peralatan proses maupun penerangan. Pemenuhan kebutuhan listrik melalui penyedia listrik PLN Muara Enim.

VI.2.3 Unit Penyediaan Bahan Bakar

Pada pabrik soda ash ini menggunakan batu bara (*coal*) yang berasal dari Kaltim Prima Coal (KPC) di mana fungsi dari batu bara akan digunakan dalam pembakaran bahan baku Kapur (CaCO_3) yang menghasilkan gas CO_2 dan solid CaO . Gas CO_2 dan solid CaO ini nantinya akan digunakan dalam proses produksi soda ash (natrium karbonat).

VI.2.4 Unit Penyediaan Steam

Unit ini harus menyediakan maupun memanaskan ulang *steam* sehingga siap untuk digunakan sebagai pemanas *heater* pada pabrik soda abu

VI.2.5 Unit Pemadam Kebakaran

Untuk mengantisipasi adanya kebakaran, pabrik ini menggunakan air sungai dan foam.

VI.3 ANALISA EKONOMI

VI.3.1 Asumsi Perhitungan

Dalam melakukan analisa keuangan pabrik soda abu ini, digunakan beberapa asumsi, antara lain sebagai berikut :

- Modal kerja sebesar 12 bulan biaya pengeluaran, yaitu biaya bahan baku ditambah dengan biaya operasi;
- Eskalasi harga bahan baku sebesar nilai inflasi 10 % setiap tahun;
- Eskalasi biaya operasi yang meliputi biaya bahan penolong, biaya utilitas dan biaya tetap sebesar nilai inflasi 10 % setiap tahun;

- Sumber dana investasi berasal dari modal sendiri sebesar 40 % biaya investasi dan pinjaman jangka pendek sebesar 60 % biaya investasi dengan bunga sebesar 12% per tahun yang akan dibayar dalam jangka waktu 78 bulan (6,5 tahun);

VI.3.2 Laju Pengembalian Modal (*Internal Rate of Return, IRR*)

Berdasarkan hasil perhitungan pada Appendiks D diperoleh harga $i = 22,3 \%$. Harga i yang diperoleh ini lebih besar daripada harga i untuk bunga pinjaman bank yaitu sebesar 12 % per tahun. Sehingga dengan harga $i = 22,3 \%$ ini, menunjukkan bahwa pabrik sodium karbonat dengan menggunakan proses Solvay ini layak didirikan dengan kondisi tingkat bunga pinjaman 12 % per tahun (data Bank BCA 2018).

VI.3.3 Waktu Pengembalian Modal (*Pay Out Time, POT*)

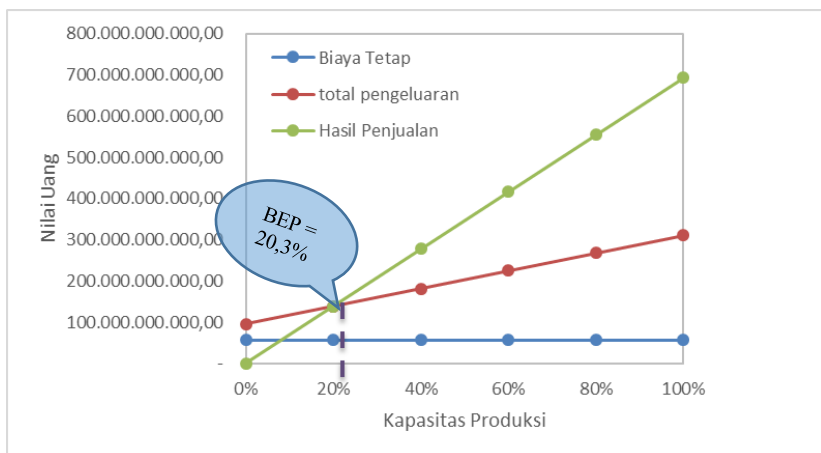
Berdasarkan hasil perhitungan pada Appendiks D didapatkan bahwa waktu pengembalian modal pabrik soda ash ini adalah 4,511 tahun. Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak didirikan karena nilai POT yang didapatkan lebih kecil daripada perkiraan usia pabrik, yakni 10 tahun.

VI.3.3 Titik Impas (*Break Even Point, BEP*)

Analisis titik impas digunakan untuk mengetahui besarnya kapasitas produksi dimana biaya produksi total sama dengan hasil penjualan. Biaya tetap (FC) dan biaya variabel (VC), biaya semi variabel (SVC) dan biaya total tidak dipengaruhi oleh kapasitas produksi. Berdasarkan perhitungan yang dilakukan pada Appendiks D didapatkan nilai titik impas (BEP) = 20,3 %.

Tabel VI.1 Ringkasan Hasil Perhitungan Analisis Ekonomi

| No | Keterangan | Unit | Jumlah |
|-----------|---------------------------------------|----------------|--------------------|
| 1. | <i>Total Capital Investment (TCI)</i> | Rp | 381.100.541.947,68 |
| 2. | <i>Interest</i> | % per tahun | 10 |
| 3. | <i>Internal Rate of Return (IRR)</i> | % | 22,3 |
| 4. | <i>Pay Out Time (POT)</i> | tahun | 4,511 |
| 5. | <i>Break Even Point (BEP)</i> | % | 20,3 |
| 6. | Harga CaCl ₂ | Rp/Kg | 1.100,00 |
| 7. | Harga Jual Natrium Karbonat | Rp/ton | 2.590,00 |
| 8. | <i>Project Life</i> | Tahun | 10 |
| 9. | Waktu Konstruksi | Tahun | 2 |
| 10. | Operasi Per Tahun | Hari per tahun | 330 |



Gambar VI.3 Gambar Break-even point

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB VII

KESIMPULAN

Berdasarkan uraian proses pada bab-bab sebelumnya, dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Perencanaan Operasi : 24 jam/hari selama 330 hari/tahun
2. Kapasitas Produksi : 185.000 ton/tahun
3. Kebutuhan Bahan Baku
 - a. Batu Kapur : 248.330.578 ton/tahun
 - b. Garam Rakyat : 339.423.804 ton/tahun
 - c. Flocculan : 11 ton/tahun
 - d. Batu Bara : 103.694.897 ton/tahun
4. Lokasi Pendirian Pabrik : Arosbaya, Madura
5. Analisa Ekonomi
 - a. Pemodalan

| | |
|--------------------------------|-----------------------|
| Modal Tetap (FCI) | : Rp. 304.880.433.558 |
| Modal Kerja (WCI) | : Rp 76.220.108.389 |
| Modal Total (TCI) | : Rp381.100.541.947 |
| Biaya Produksi per Tahun (TPC) | : Rp359.890.743.174 |
| Hasil Penjualan Pertahun | : Rp. 693.508.241.631 |
 - b. Rentabilitas

| | |
|------------------|---------------|
| Masa Konstruksi | : 2 tahun |
| Bunga Bank | : 12 % |
| Laju Inflansi | : 4,36 % |
| IRR | : 22,3 % |
| Pay out time | : 4,511 tahun |
| Break even point | : 20,3 % |

Dari uraian diatas, secara teknis dan ekonomi, pabrik ini layak didirikan.

Halaman ini sengaja dikosongkan

DAFTAR PUSTAKA

- Brownell, Lloyd E. and Edwin H. Young. 1995 "*Process Equipment Design*", John Wiley & Sons, New York.
- Coulson, J. M, J. F. Richardson, & R. K. Sinnott. 1983. "*Chemical Engineering, Vol. 6*". Pergamon Press : New York
- Dankckwerts, P.V., 1970, "*Gas-Liquid Reaction*", Mc Graw-Hill book Company : New York.
- Duda, Walter H. *Cement Data Book 3rd Edition*. Bauverlag GmbH : Berlin
- Geankoplis, Christie J. 1997, "*Transport Processes and Unit Operations*", 3rd edition, Prentice-Hall of India : New Delhi.
- Himmelblau, D.M . 1989 . *Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering, 5^{ed}* . Prentice-Hall International : Singapore.
- Hassibi, Mohamad. 2009. "A Review Of Lime Slakers And Their Advantages and Disadvantages" Chemco System
- Kern, Donald Q., 1965, "*Process Heat Transfer*", International Edition, McGraw-Hill Book Company : Tokyo.
- Kirk R.E. and Othmer, D.F., 1993, "*Encyclopedia of Chemical Technology*", vol.5, fourth edition, A Willey Interscience Publication, John Wiley and Sons Co., New York.
- Kusnarjo. 2010. *Desain Bejana Bertekanan*. . ITS Press: Surabaya
- Mc.Ketta. 1978, "Encyclopedia of Chemical Processing Design", Vol 5, merchel Dekker Inc, New York
- Perry, Robert H. and Don Green. 1997 "*Perry's Chemical Engineers' Handbook*", 7th edition, McGraw-Hill Book Company: New York.
- Perry, Robert H. and Don Green. 2008 "*Perry's Chemical Engineers' Handbook*", 8th edition, McGraw-Hill Book Company: New York.

- Peters, Max S., Klaus D. Timmerhaus, and Ronald E. West. 2003
"Plant Design and Economics for Chemical Engineers",
 5th edition, McGraw-Hill Book
 Company: Boston.
- Silla, Harry, 2003. *"Chemical Process Engineering Design and Economics"*, Marcel Dekker, Inc: New York.
- Ullmann. 2003 *"Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry"*,
 6th Edition, Vol. 33, Wiley-VCH.
- Ulrich, Gael D. 1984, *"A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic"*, John Wiley & Sons: Canada.
- Van Ness, Smith, 2001. *"Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics"*, 6th edition, International edition, McGraw Hill Inc: Singapore.
- Wagialla, K.M., Al-Mutaz, I.S., El-Dahshan, M.E. 1992. The Manufacture of Soda Ash in The Arabian Gulf. International Journal of Production Economics 27, pp. 145-153.
- Wallas, SM. 1998. *Chemical Process Equipment : Selection and Design*. USA: Butterworth-Heinemann
- W.L. Faith, Donald B. Keyes, Ronald L. Clark. 1966 Industrial chemicals. William Lawrence Faith Published, Wiley (New York).
- <http://bangkalankab.bps.go.id/linkTabelStatistik/view/id/209>
"Volume Galian C menurut Wilayah dan Jenisnya"
 Diakses pada tanggal 01 November 2018 Pukul 14.23 WIB
- http://bappeda.jatimprov.go.id/bappeda/Potensi_Pabupaten_Bangkalan-2013.pdf. Diakses pada tanggal 01 November 2018 Pukul 13.56 WIB
- <http://minerals.usgs.gov/minerals/pubs/mcs/2018/mcs2018.pdf>
"Mineral Comodity Summaries 2015" USGS Data.
 Diakses pada tanggal 13 November 2018 pukul 15.32 WIB.
- http://www.alibaba.com/product-detail/calcium-chloride_60384116482.h *"Calcium Chloride - Buy*

CaCl₂” diakses pada tanggal 02 Januari 2019 pukul 09.21 WIB

http://www.alibaba.com/product-detail/Soda-Ash-99-2-Light-Dense-_549011063.html?spm=a2700.7724838.30.20.7OTrr2&s=p ”Soda Ash 99,2%” Diakses pada tanggal 02 Januari 2019 pukul 09.13 WIB

<http://www.advantageengineering.com/fyi/262/pdf/advantageFYI262.pdf> “Cooling Tower”. Diakses pada tanggal 02 Januari 2019 pukul 02.19 WIB

<http://www.bazakas.gr/dat/D480188D/%5Bel%5Dfile.pdf> “Price List 43”. Diakses pada tanggal 03 Januari 2019 pukul 15.46 WIB

<http://www.bps.go.id/index.php/linkTabelStatis/1799> “Volume Produksi Pertambangan Bahan Galian Menurut Jenis Komoditas (m³), 2011–2014” Diakses pada tanggal 01 November 2018 Pukul 13.16 WIB

http://www.chemeng.queensu.ca/courses/CHEE332/files/CEPCI_2014.pdf “Economic Indicator” Diakses pada tanggal 12 Desember 2018 Pukul 14.44 WIB

<http://www.denvermineral.com/Pdfs/DSMScreen.pdf> “Static Sieve Bend” Diakses Pada tanggal 01 Januari 2019 pukul 1.27 WIB

<http://www.genchem.com/pdf/sodaashtech.pdf> “Soda Ash Technology by General Chemical Industrial Project” Diakses pada tanggal 09 Oktober 2018 Pukul 14.07 WIB

<http://www.kemenperin.go.id/artikel/6224/Mengatasi-Lahan-dan-Kualitas> “Kadar NaCl untuk Garam Industri” Diakses pada tanggal 01 Oktober 2018 pukul 15.14 WIB

<http://www.menlh.go.id/laporan-inventarisasi-gas-rumah-kaca-2014/> “Laporan Inventarisasi gas Rumah Kaca 2014.pdf.” Diakses pada tanggal 02 Oktober 2018 Pukul 03.40 WIB

http://www.powderbulk.com/wp-content/uploads/2014/05/pbe_20091201_0034.pdf

“Power Calculation Bulk Handling” Diakses pada tanggal 30 Desember 2018 pukul 02.04 WIB
<http://www.pln.co.id/blog/tarif-tenaga-listrik/> *“Tarif Tenaga Listrik”* Diakses pada tanggal 13 Januari 2019 Pukul 21.37 WIB
<http://www.pureoceansalt.com> *”All Natural Sea Salt”*. Diakses pada tanggal 30 Desember 2018 pukul 00.51 WIB
<http://www.whichcountry.co/salt-production/> *“NaCl production in The world”* Diakses tanggal 12 November 2018 Pukul 13.47 WIB